

VISIT...

LANZAROTE
Caliente.COM

Инж. Н. Г. ЮДУШКИН, кат

ГАЗОГЕНЕРАТОРНЫЕ ТРАКТОРЫ

ТЕОРИЯ, КОНСТРУКЦИЯ И РАСЧЕТ



ГОСУДАРСТВЕННОЕ НАУЧНО-ТЕХНИЧЕСКОЕ ИЗДАТЕЛЬСТВО
МАШИНОСТРОИТЕЛЬНОЙ ЛИТЕРАТУРЫ

Москва 1955

2

В книге изложены основы теории газификации, очистки газа в тракторных газогенераторных установках и сгорания генераторного газа в современных тракторных двигателях.

Кроме того, в книге дано описание конструкции газогенераторных установок.

Книга рассчитана на инженеров, работающих в области тракторного газогенераторостроения.

ПРЕДИСЛОВИЕ

Развитие теории процессов газификации топлива, очистки и сгорания газа, а также большой опыт, накопленный в практике конструирования, производства и эксплуатации тракторных газогенераторных установок в нашей стране, привели в последние годы к созданию образцов газогенераторных тракторов, по производительности и сроку службы приближающихся к тракторам, работающим на жидком топливе.

В данной книге освещены теоретические основы современных воззрений передовой советской науки в области газификации топлива и очистки газа; приведены также расчеты по определению состава газа, по выбору основных размеров аппаратов газогенераторных установок. Кроме того, в книге описаны конструкции газогенераторных тракторов, получивших распространение.

Разделы «Топливо для тракторных газогенераторов» и «Перевод тракторных двигателей на генераторный газ» написаны канд. техн. наук М. Д. Артамоновым, остальные разделы — инж. Н. Г. Юдушкиным.

Все критические замечания просьба направлять по адресу: Москва, Третьяковский пр., 1, Машгиз.

Рецензенты: проф. В. П. Карпов и инж. К. А. Панютин

Редактор инж. Н. С. Соловьев

Редакция литературы по автомобильному, тракторному
и сельскохозяйственному машиностроению

Зав. редакцией инж. В. В. БРОКШ

ВВЕДЕНИЕ

Ежегодно увеличивающийся тракторный и автомобильный парк потребляет большое количество жидкого топлива. В связи с тем, что добыча и переработка нефти сосредоточены в немногих районах страны, для снабжения отдельных районов топливом необходимы дальние перевозки. Поэтому использование местного топлива имеет очень важное значение для народного хозяйства.

Превращение твердого топлива в газ, сгорающий в смеси с воздухом в двигателе внутреннего сгорания и выделяющий при этом тепловую энергию, трансформируемую в механическую, можно осуществлять в особых аппаратах, называемых газогенераторами. В газогенераторах может быть использовано твердое топливо различных видов.

В сельском хозяйстве большое значение имеет использование в газогенераторных тракторах разнообразных местных топлив: древесины, торфобрикетов, полукокса (продукта переработки каменного угля), антрацита и др.

В лесной промышленности получили большое распространение газогенераторные автомобили и тракторы, работающие на газе из древесины.

В Советском Союзе газогенераторные установки начали применяться прежде всего на автомобилях. Однако в дальнейшем развитие конструкций газогенераторных установок как тракторных, так и автомобильных шло параллельно.

Первые опытные конструкции газогенераторных автомобилей появились в 1923—1928 гг.

Большие заслуги в деле развития конструкций газогенераторных автомобилей и тракторов принадлежат проф. В. С. Наумову, проф. В. П. Карпову и изобретателю С. И. Декаленкову.

В последующие годы производство газогенераторных автомобилей и тракторов было возложено на автотракторную промышленность. Автомобильной и тракторной промышленностью и НАТИ был создан ряд конструкций газогенераторов для тракторов и автомобилей.

Организация пробегов газогенераторных автомобилей ГАЗ-42 и ЗИС-21 в 1934—1938 гг., а также сравнительные испытания ряда конструкций газогенераторных установок на тракторах в лесной промышленности в 1935—1939 гг. и в сельском хозяйстве в 1936—1938 гг. способствовали совершенствованию конструкций

газогенераторных тракторов и автомобилей и популяризации идеи использования твердого топлива для работы автотракторного парка.

В последние годы на Ленинградском Кировском заводе было организовано производство газогенераторных трелевочных тракторов КТ-12. Газогенераторная установка этого трактора имеет общую схему и ряд однотипных узлов с газогенераторной установкой трактора ХТЗ-Т2Г.

В дальнейшем производство тракторов КТ-12 было перенесено на Минский тракторный завод.

В 1952 г. было организовано производство нового газогенераторного трактора ГБ-58 на базе дизельного трактора ДТ-54. В этом тракторе повышена мощность двигателя, облегчен пуск двигателя на газе, для разжига топлива в газогенераторе применен вентилятор, детали, работающие при высокой температуре, сделаны сменными, кроме того, улучшена очистка газа. Срок службы камеры газификации увеличен до 2000 час.

Трактор ГБ-58 работает с тем же комплектом сельскохозяйственных орудий, что и трактор ДТ-54, и по производительности приближается к нему.

В последнее время расширен ассортимент топлив, используемых в газогенераторных тракторах. Так, в газогенераторе трактора ГБ-58 наряду с древесным топливом можно газифицировать торфобрикеты. Разрешена одна из важнейших задач — газификация влажных топлив путем удаления избыточной влаги из бункера газогенератора. В системе очистки газа, помимо значительного улучшения конструкции центробежных очистителей, нашли применение фильтры новых типов с большей поверхностью межфазового контакта; появились газопромыватели с механическим при-
водом.

ОСНОВЫ ГАЗИФИКАЦИИ И КИНЕТИКИ ХИМИЧЕСКИХ РЕАКЦИЙ

ОСНОВНЫЕ ПОНЯТИЯ О ПРОЦЕССЕ ГАЗИФИКАЦИИ

Превращение твердого топлива в генераторный газ совершается при высокой температуре; при этом углерод топлива взаимодействует с кислородом воздуха и водяным паром. Данный процесс называется газификацией.

Аппараты, служащие для получения генераторного газа, называются газогенераторами.

В зависимости от свойств топлива и назначения газа газификация производится в различных по схеме и устройству газогенераторах.

Топливо в процессе газификации подвергается различным физико-химическим изменениям при нагреве и взаимодействии с окислительной и восстановительной средой.

При получении газа из твердого топлива различают четыре стадии изменения топлива:

- а) испарение гигроскопической влаги при сушке;
- б) сухая перегонка вследствие термического распада органической массы топлива при нагреве;
- в) горение углерода коксового остатка;
- г) газификация коксового остатка.

Каждая из этих стадий имеет большое значение в процессе газификации.

При газификации древесины и торфа, содержащих большое количество гигроскопической влаги, топливо подвергается сушке при температуре 105—150°.

Выделение летучих из топлива происходит при нагреве от 150 до 600°.

Термический распад органической массы топлива при сухой перегонке сопровождается выделением смол, спиртов, кислот и других продуктов. Точка росы смол равна 20—30°, поэтому возможна их конденсация в газопроводах до двигателя или после смешения газа с воздухом в смесителе и впускном трубопроводе вследствие понижения температуры газо-воздушной смеси.

При выпадении сконденсировавшихся углеводородов на них осаждается пыль, вследствие чего сужаются проходные сечения газопроводов и нарушается работа органов распределения двигателя.

Слабые растворы кислот (уксусной, муравьиной и др.), выделяющихся при сухой перегонке топлива, вызывают коррозию стальных деталей.

В силовом газе для двигателей внутреннего сгорания не допускается содержание смолистых веществ более $0,5 \text{ г/л.м}^3$.

Для того чтобы обеспечить нормальную работу газогенераторной установки и двигателя, необходимо разложить в газогенераторе продукты сухой перегонки на элементарные неконденсирующиеся при атмосферных условиях газы: CO , CO_2 , H_2 и др. Этого достигают пропусканием продуктов возгонки летучих через раскаленный до $800\text{--}1000^\circ$ коксовый остаток из данного топлива.

Горение углерода коксового остатка происходит при взаимодействии с кислородом воздуха, поступающего в газогенератор. Так как при окислении углерода температура повышается до $1300\text{--}1500^\circ$, то для снижения ее при газификации тощих топлив (антрацит и др.) вместе с воздухом в газогенератор вводят водяной пар.

Газификация битуминозных топлив, содержащих в рабочем состоянии значительное количество влаги, осуществляется без дополнительного ввода водяного пара с воздухом, так как поступающий в зону окисления (при обратном процессе газификации) водяной пар вместе с продуктами сухой перегонки понижает температуру горения.

Физическое тепло продуктов реакции горения углерода — CO_2 , CO и перегретого в окислительной зоне водяного пара — передается углю в восстановительной зоне, в которой протекают реакции восстановления CO_2 в CO и разложения водяного пара.

Скорости реакций восстановления CO_2 и разложения H_2O зависят от целого ряда физико-химических факторов, подробно освещенных в последующих главах.

Характеристика газов, входящих в состав генераторного газа, а также воздуха, водяного пара и углерода, дана в табл. 1.

Таблица 1

Характеристика газов, воздуха, водяного пара и углерода

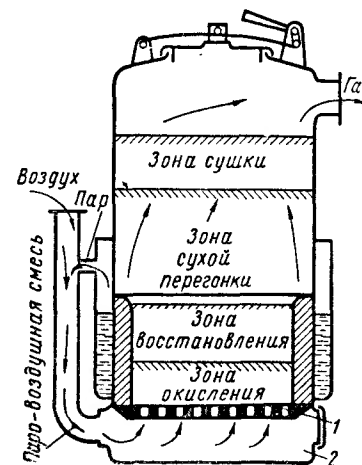
Наименование вещества	Символ или формула	Молекулярный вес	Удельный вес при 0°C и 760 мм рт. ст. в кг/м^3
Углерод	C	12,011	0,5360
Кислород	O_2	32,000	1,4290
Углекислота	CO_2	44,011	1,9770
Оксид углерода	CO	28,011	1,2500
Метан	CH_4	16,043	0,7170
Этан	C_2H_6	30,070	1,3560
Водород	H_2	2,016	0,0899
Водяной пар	H_2O	18,016	0,8040
Азот	N_2	28,016	1,2500
Воздух	—	28,953	1,2930
Сероводород	H_2S	34,082	1,5390
Сернистый ангидрид	SO_2	64,066	2,9270

Как указывалось выше, большое количество летучих имеют битуминозные топлива.

Топлива, имеющие малое содержание летучих, относятся к тощим.

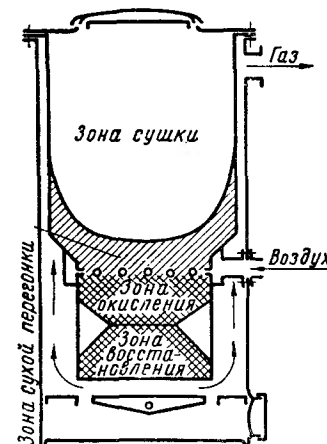
В зависимости от указанных выше свойств топлив для получения силового генераторного газа, используемого для питания двигателей внутреннего сгорания, применяют два основных процесса газификации: прямой или противоточный процесс для тощих топлив и обратный или прямоточный процесс для битуминозных топлив.

При прямом процессе газификации топливо и воздух в смеси с водяным паром движутся навстречу один другому. Схема этого процесса газификации изображена на фиг. 1.



Фиг. 1. Схема прямого процесса газификации:

1 — колосниковая решетка; 2 — зольник.



Фиг. 2. Схема обратного процесса газификации.

В этом случае топливо, заполняющее газогенератор, опускается вниз по мере выгорания коксового остатка на колосниковой решетке, а через колосниковую решетку снизу подводится паровоздушная смесь. Газы, образовавшиеся в окислительной зоне, поднимаются вверх, нагревают лежащие выше слои топлива, реагируют с углеродом топлива в восстановительной зоне и выходят из газогенератора после прохождения всего слоя топлива или части его. Отбор газа из середины слоя применяют для топлив, содержащих небольшое количество летучих, чтобы разложить их в слое кокса, нагретом до температуры $800\text{--}900^\circ$, через который летучие проходят перед выходом из газогенератора.

Газогенераторы с прямым процессом газификации и отбором газа в середине слоя называются газогенераторами с разложением смол. Так как количество тепла, выделяющееся в нижнем слое топлива в зоне горения, обычно всегда больше, чем необходимо для подсушки и нагрева топлива до температуры воспламенения, то

прямой процесс называется также процессом газификации с неограниченным воспламенением.

Этот процесс применяют для использования в одном газогенераторе двух-трех видов тощих топлив с содержанием летучих от 2 до 12%.

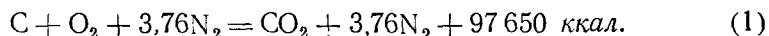
Схема обратного, или прямоточного, процесса газификации показана на фиг. 2. Этот процесс получил широкое распространение в транспортных газогенераторных установках. В данном случае воздух поступает в середину слоя топлива, а образовавшиеся газы опускаются вниз и проходят через слой раскаленного угля. При этом происходит разложение смолистых веществ, кислот, спиртов и других продуктов сухой перегонки топлива, выделяющихся из топлива в слое, расположенном над окислительной зоной.

В транспортных газогенераторных установках получил также некоторое распространение так называемый горизонтальный (поперечный) процесс газификации. Он отличается от описанных выше процессов тем, что поток продуктов газификации проходит поперек опускающегося вниз топлива. Продукты сухой перегонки частично примешиваются при этом к генераторному газу в конце зоны газификации перед выходом из газогенератора.

В транспортных газогенераторных установках вырабатывается воздушный и паро-воздушный (смешанный) генераторный газ.

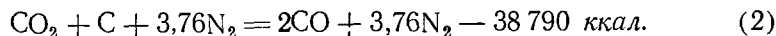
При теоретическом рассмотрении процесса газификации для получения воздушного газа принимают, что реакция протекает между чистым углеродом и кислородом воздуха.

В окислительной зоне протекает реакция получения углекислоты:

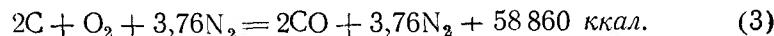


В этом случае количество тепла, выделяющегося при реакции, отнесено к 1 молю. Коэффициент $3,76 = \frac{79}{21}$ означает количество молей азота в воздухе на 1 моль кислорода.

Вследствие выделения большого количества тепла продукты горения нагревают следующие по ходу газа слои угля, где происходит реакция восстановления CO_2 с поглощением тепла по уравнению



Суммарный результат реакции получения воздушного газа может быть выражен следующим уравнением:



В идеальном случае образовавшийся газ будет состоять из 34,7% CO и 65,3% N_2 . Теплотворность идеального воздушного газа составляет 1060 ккал/нм^3 .

При получении воздушного газа значительное количество тепла ($58\,860 \text{ ккал/моль}$) остается неиспользованным в эндотермических химических реакциях, вследствие чего газ нагревается до высокой температуры.

По теоретическому тепловому расчету (без учета внешних потерь газогенератора и при пользовании спектроскопическими данными по теплоемкости CO и N_2 при постоянном давлении) температура газа, выходящего из газогенератора, получается равной приблизительно 1330° .

Условным к. п. д. газогенератора η_z называется отношение количества тепла, заключенного в газе, к количеству тепла в топливе, израсходованном на получение данного количества газа, т. е.

$$\eta_z = \frac{v_z Q_n^z}{Q_n^m}, \quad (4)$$

где v_z — выход газа на 1 кг топлива в нм^3 ;

Q_n^z — низшая теплотворность газа в ккал/нм^3 ;

Q_n^m — низшая теплотворность топлива в ккал/кг .

Для рассмотренного идеального случая газификации без потерь топлива выход газа можно определить по следующему уравнению:

$$v_z = \frac{22,4 \cdot 100}{12x} = \frac{1,867 \cdot 100}{x}, \quad (5)$$

где 22,4 — объем 1 моля газа в нм^3 ;

12 — молекулярный вес углерода;

x — содержание CO в газе в %.

Как уже указывалось выше, для идеального воздушного газа $x = 34,7\%$; следовательно,

$$v_z = \frac{1,867 \cdot 100}{34,7} = 5,38 \text{ нм}^3/\text{кг}.$$

Если принять, что теплотворность чистого углерода $Q_n^m = 8137 \text{ ккал/кг}$, то по уравнению (4) условный к. п. д.

$$\eta_z = \frac{5,38 \cdot 1060}{8137} \approx 0,70.$$

Таким образом, в данном процессе не используется 30% тепла топлива; газ выходит из газогенератора с высокой температурой и имеет небольшую теплотворность.

В приведенных расчетах не учитывались тепловые потери, так как процесс рассматривался как идеальный.

В действительных условиях восстановления CO_2 в CO происходит неполностью вследствие понижения температуры в восстановительной зоне и уменьшения концентрации углерода из-за наличия в рабочем топливе влаги и золы. Температура в зоне горения снижается в результате значительных потерь тепла на излучение и перегрев водяного пара.

В действительных условиях показатели, характеризующие процесс, имеют следующие значения: $Q_n^z \approx 1000 \text{ ккал/нм}^3$; $v_z \approx 4,8 + 5 \text{ нм}^3/\text{кг}$; $\eta_z \approx 0,60$.

Температура выходящего газа равна $900-1000^\circ$.

Равновесный состав воздушного газа приведен в табл. 2.

Таблица 2

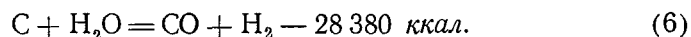
Равновесный состав воздушного газа (в % по объему)

Температура в °C	CO ₂	CO	N ₂	$\frac{CO}{CO_2 + CO} \cdot 100$
650	10,8	16,9	72,3	61,0
800	1,6	31,9	66,5	95,2
900	0,4	34,1	65,5	98,8
1000	0,2	34,4	65,4	99,4

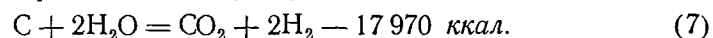
Все это показывает, что экономичность процесса получения воздушного газа сравнительно невелика и значительная часть тепла остается неиспользованной.

Избыточное тепло может быть использовано для получения горючих газов при разложении водяного пара.

Между углеродом и водяным паром может протекать следующая эндотермическая реакция:



При увеличении концентрации водяного пара возможно протекание и другой реакции его с углеродом:

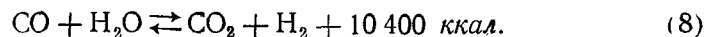


Для получения водяного газа подачу воздуха и водяного пара в газогенератор производят поочередно. Образующийся при этом воздушный газ отводится отдельно и не смешивается с водяным газом. Таким способом достигается получение высококалорийного водяного газа, который в идеальном случае состоит из 50% CO и 50% H₂.

Теплотворность водяного газа составляет 2810 ккал/нм³, к. п. д. газогенератора водяного газа 60—65%. Этот способ широко применяют в стационарных газогенераторах; для транспортных газогенераторов его не применяют вследствие большой сложности конструкции таких газогенераторов и необходимости выбрасывания в окружающую среду значительного количества воздушного газа.

В транспортных газогенераторах получают смешанный газ при подаче в газогенератор паро-воздушной смеси. При этом избыток тепла используется для разложения пара по уравнениям (6) и (7). Ряд исследователей указывает, что реакции (2), (6) и (7) протекают в восстановительной зоне одновременно.

Конечный состав газа определяется равновесным состоянием реакции



Стрелки указывают в данном выражении, что эта реакция обратима, т. е. при одних условиях она может протекать слева направо, а при других справа налево.

Условия течения и равновесия реакций изучает физическая химия. Некоторые сведения из этой области будут приведены ниже.

В идеальном случае, когда все свободное тепло после восстановления CO₂ будет использовано для разложения водяного пара, при ведении смешанного процесса газификации на паро-воздушном дутье достигается повышение теплотворности газа.

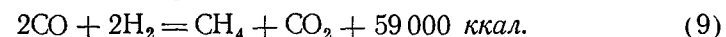
Количество разложенного водяного пара может быть определено из отношения располагаемого количества тепла и необходимого для образования CO и H₂

$$\frac{58\,860}{28\,380} \approx 2,07 \text{ моля.}$$

Состав полученного газа (называемого иногда полуводяным) в идеальном случае будет следующий (в молях): 4,07 CO + 2,07 H₂ + 3,76 N₂ или 41,1% CO, 20,9% H₂ и 38% N₂. Теплотворность такого газа равна 1793 ккал/нм³. Количество разложенного пара составляет 0,76 кг на 1 кг углерода. В действительных условиях нельзя разложить такое количество пара и достичь, следовательно, такой теплотворности газа, так как реакция между углеродом и паром не может протекать при температуре ниже определенной.

Как указывалось выше, восстановление CO₂ также происходит неполностью из-за потери тепла в окружающую среду. Все эти причины приводят к тому, что количество разлагаемого пара уменьшается до 0,4—0,6 кг на 1 кг углерода, теплотворность газа понижается до 1200—1400 ккал/нм³, а температура выходящего газа повышается до 300—400°.

Необходимо отметить, что в процессе газификации возможно образование метана по уравнению



Эта реакция протекает при температуре 700—800°.

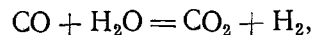
ОСНОВЫ КИНЕТИКИ И ТЕРМОДИНАМИКИ ГАЗИФИКАЦИИ

Для понимания факторов, влияющих на ход реакций, необходимо ознакомиться с основными понятиями и законами кинетики химических реакций, а также с применением первого и второго законов термодинамики, на основе которых определяются тепловые эффекты реакции. Развитие теории активации, учения о теплообмене и диффузии позволило уточнить на основе кинетической теории газов влияние основных факторов, определяющих скорости реакций.

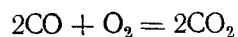
Виды реакций

Различают два вида реакций. Реакции, происходящие между веществами, находящимися в одинаковом агрегатном состоянии в газовой фазе, называются гомогенными. Реакции между веществами, различными по своим агрегатным состояниям, из которых одно является газом, а другое твердым телом, называются гетерогенными.

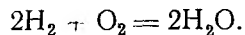
К гомогенным реакциям относится происходящая в газовой фазе реакция между окисью углерода и водяным паром



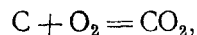
а также реакции сгорания окиси углерода и водорода:



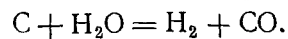
и



К гетерогенным реакциям относится реакция между углеродом и кислородом



а также реакция между углеродом и водяным паром



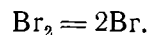
Порядок реакции

Порядок реакции определяется в зависимости от количества веществ, участвующих в реакции и исчисляемых в молях. Если в реакции изменяется только один вид молекул, то такая реакция называется мономолекулярной или реакцией первого порядка. Стехиометрический коэффициент реакции первого порядка равен единице¹.

В общем виде реакция первого порядка может быть схематически записана следующим уравнением:



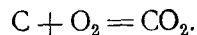
К реакциям первого порядка относятся такие, при которых происходит распад вещества на более простые молекулы, например реакция



К реакциям бимолекулярным или реакциям второго порядка относятся те, в которых участвуют два различных вида молекул или две молекулы одного вида. Схематически реакции второго порядка могут быть выражены уравнением

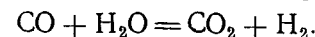


При этом продуктом реакции будут вещества, образованные в результате соединения реагирующих молекул или обмена атомами. Первые реакции называются реакциями соединения, а вторые — реакциями обмена. К реакциям соединения относится, например, реакция образования CO_2 :



¹ Стехиометрический коэффициент реакции характеризует количество молекул, принимающих участие в реакции.

К реакциям обмена относится, например, следующая реакция:



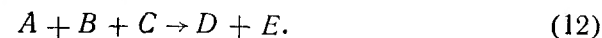
Стехиометрический коэффициент реакции второго порядка равен 2.

Реакции второго порядка являются наиболее распространенными и представляют значительный интерес для изучения.

По кинетической теории столкновение двух молекул, участвующих в химической реакции, является наиболее вероятным и происходит очень часто.

К тримолекулярным реакциям или реакциям третьего порядка относятся такие, в которых принимают участие три молекулы одного вида или разных видов. Стехиометрический коэффициент такой реакции равен 3.

Реакция третьего порядка протекает по схеме



К реакциям третьего порядка может быть отнесена реакция между углеродом и водяным паром при избытке последнего



Из кинетической теории следует, что реакции третьего порядка протекают весьма редко, так как для осуществления их необходимо столкновение трех молекул; при этом удар двух молекул недостаточен для завершения реакции. Реакции третьего порядка чаще протекают через несколько промежуточных стадий с образованием веществ на каждой стадии по реакции второго порядка.

Скорость реакции

Химические реакции протекают с различными скоростями. В некоторых условиях они протекают медленно, в других чрезвычайно быстро, со скоростями, приближающими их к взрыву.

Скорость реакции принято определять как количество вещества, прореагировавшего в единицу времени.

В ходе реакции количество реагирующего вещества уменьшается и поэтому скорость реакции не остается постоянной, так как при этом уменьшается также и концентрация вещества в составе образовавшейся смеси исходных веществ и продуктов реакции.

По закону действия масс скорость химической реакции пропорциональна активным массам реагирующих веществ.

Под активной массой в физической химии принято считать молекулярную концентрацию реагирующих веществ, присутствующих в единице объема. Концентрация вещества измеряется количеством молей в 1 л.

Для определения скорости реакции необязательно следить за исчезновением всех реагирующих и образующихся вновь веществ, достаточно определить изменение одного вещества, так как реакции

совершаются в строго определенных стехиометрических соотношениях.

Рассмотрим, как определяются скорости реакций в зависимости от их порядка. Изучение начнем с реакций первого порядка.

Обозначим концентрацию реагирующего вещества в данном объеме через c и время протекания реакций через τ .

Скорость реакции в дифференциальной форме будет выражаться первой производной от концентрации по времени $\frac{dc}{d\tau}$ и будет представлять собой скорость изменения концентрации dc реагирующего вещества за время $d\tau$.

Учитывая коэффициентом k влияние всех факторов, кроме концентрации, действующих на течение реакции, например температуры, давления, можно на основании закона действия масс выразить скорость реакции следующим дифференциальным уравнением:

$$-\frac{dc}{d\tau} = kc. \quad (13)$$

Знак минус обозначает уменьшение концентрации реагирующего вещества за время $d\tau$.

Разделив переменные и проинтегрировав это уравнение, получим

$$-\ln c = k\tau + D. \quad (14)$$

Постоянную D в этом уравнении определим из начальных условий. В начале реакции при $\tau = 0$, $c = c_0$ (начальная концентрация вещества) и поэтому

$$D = -\ln c_0.$$

Подставив найденное значение D в уравнение (14), получим

$$-\ln c = k\tau - \ln c_0$$

или

$$k\tau = \ln \frac{c_0}{c}. \quad (15)$$

Это уравнение может быть представлено в следующем виде:

$$c = c_0 e^{-k\tau}. \quad (16)$$

Постоянная k в уравнении (16) называется константой скорости реакции или удельной скоростью реакции.

Размерность константы k в реакциях первого порядка — сек^{-1} .

Из уравнения (15) следует, что при графическом изображении реакции первого порядка в полулогарифмических координатах с осью абсцисс, представляющей время, и осью ординат, представляющей логарифма концентраций, на графике получится прямая линия. При этом константа k скорости реакции представляет собой тангенс угла наклона прямой к оси абсцисс (фиг. 3).

Константу скорости реакции можно выразить не только через концентрацию, но и через количество молей вещества, реагирующего

за определенный отрезок времени τ . Обозначим объем смеси реагирующего вещества и продуктов реакции через V .

Предположим, что в начале реакции при $\tau = 0$ было a молей, а за время τ прореагировало x молей вещества.

Тогда через промежуток времени τ концентрация

$$c = \frac{a-x}{V}. \quad (17)$$

Дифференцируя это уравнение по времени, найдем скорость реакции:

$$\frac{dc}{d\tau} = -\frac{1}{V} \frac{dx}{d\tau}. \quad (18)$$

Подставив выражения (17) и (18) в уравнение (13), получим

$$\frac{dx}{d\tau} = k(a-x).$$

Разделив переменные

$$\frac{dx}{a-x} = k d\tau$$

и проинтегрировав

$$-\ln(a-x) = k\tau + D,$$

определим постоянную D из начальных условий при $\tau = 0$ и $x = 0$:

$$D = -\ln a.$$

Подставив значение постоянной D , получим

$$-\ln(a-x) = k\tau - \ln a$$

и

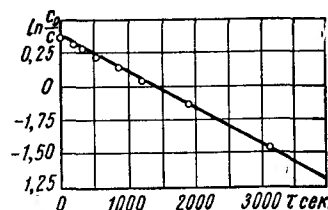
$$k = \frac{1}{\tau} \ln \frac{a}{a-x}. \quad (19)$$

Скорость реакций второго порядка определяется изменением концентрации молекул двух веществ, участвующих в реакции.

Обозначив концентрацию реагирующих веществ и продуктов реакции в реакции второго порядка (11) через c_A , c_B , c_C и c_D , можно написать, что скорость реакции при условии необратимости процесса

$$-\frac{dc_A}{d\tau} = -\frac{dc_B}{d\tau} = kc_A c_B. \quad (20)$$

В том случае, когда количество реагирующих между собой веществ находится не в стехиометрических соотношениях, а отличается от них, скорость реакции будет зависеть от величины изменения концентрации в степени, прямо пропорциональной количеству веществ.



Фиг. 3. Зависимость логарифма концентрации от времени в реакциях первого порядка.

В данном случае уравнение реакции в общем виде можно написать так:



где a и b — количества веществ A и B , участвующих в реакции;
 c и d — количества образующихся веществ C и D .

Скорость реакции при этом выразится уравнением

$$\frac{dc}{d\tau} = kc_A^a c_B^b. \quad (22)$$

Если за время τ прореагировало x молей каждого вещества, то скорость реакции второго порядка определится из уравнения

$$\frac{dx}{d\tau} = k(a-x)(b-x). \quad (23)$$

Если начальные количества веществ равны, т. е. $a = b$, то

$$\frac{dx}{d\tau} = k(a-x)^2. \quad (24)$$

Разделив переменные и проинтегрировав уравнение (24), получим

$$\frac{1}{a-x} = k\tau + C. \quad (25)$$

Фиг. 4. Зависимость логарифма концентрации от времени в реакциях первого порядка при неравновесных начальных концентрациях веществ.

Постоянную C находим из условия, что $\tau = 0$ и $x = 0$; следовательно,

$$C = \frac{1}{a}.$$

Подставив ее значение в уравнение (25), получим

$$k = \frac{x}{\tau a(a-x)}. \quad (26)$$

В том случае, когда реагирующие вещества находятся в неравных количествах, для определения константы скорости реакции пользуются уравнением (23). Интегрируя его и определяя постоянную интегрирования при условии, что $x = 0$ при $\tau = 0$, находим

$$k\tau = \frac{1}{a-b} \ln \frac{b(a-x)}{a(b-x)}. \quad (27)$$

Из уравнения (27) определим k , заменив при этом натуральные логарифмы десятичными:

$$k = \frac{2,303}{\tau(a-b)} \lg \frac{b(a-x)}{a(b-x)}. \quad (28)$$

Графическое изображение константы k в полулогарифмических координатах, если по оси абсцисс откладывать время τ , а по оси ординат — $\lg \frac{b(a-x)}{a(b-x)}$, представляет собой прямую линию (фиг. 4).

Умножив тангенс угла наклона прямой при данных координатах на величину $\frac{2,303}{a-b}$, найдем k .

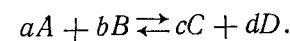
Константа k имеет размерность л/моль·сек.

Концентрации a и b выражаются в молях на 1 л.

Обратимые реакции

Все указанные выше реакции мы рассматривали как необратимые и на основании этого определяли скорости реакций. В действительных условиях не происходит изменения всего количества реагирующих веществ, так как образовавшиеся продукты реагируют между собой, что приводит к обратной реакции.

В этом случае, например, реакция второго порядка, согласно уравнению (21), может быть записана следующим образом:



Реакция, протекающая слева направо, называется прямой реакцией, а справа налево — обратной реакцией.

Направление реакции обозначается стрелками.

Константа равновесия реакции

Скорость прямой реакции второго порядка для данного соотношения участвующих в реакции веществ в соответствии с уравнением (22) имеет следующий вид:

$$-\frac{dc}{d\tau} = k_1 c_A^a c_B^b,$$

а скорость обратной реакции

$$-\frac{dc}{d\tau} = k_2 c_C^c c_D^d.$$

Равновесное состояние реакции наступает при равенстве скоростей прямой и обратной реакций:

$$k_1 c_A^a c_B^b = k_2 c_C^c c_D^d. \quad (29)$$

Отношение констант скоростей реакций называется константой равновесия и выражается уравнением

$$K_c = \frac{k_2}{k_1} = \frac{c_A^a c_B^b}{c_C^c c_D^d}. \quad (30)$$

Определение константы равновесия имеет большое значение, так как, зная константу, можно выяснить соотношение реагирующих веществ.

В различных книгах по химической термодинамике принимаются различные выражения для константы равновесия K_c . В некоторых книгах принимают, что константа $K_c = \frac{k_1}{k_2}$. В формуле (30) константа равновесия выражается отношением, в котором числитель

равен произведению концентраций исходных веществ, стоящих в левой части стехиометрического уравнения, а знаменатель — произведению концентраций продуктов прямой реакции, стоящих в правой части стехиометрического уравнения. Пользуясь таблицами, следует обращать внимание на выражение, принятое для константы равновесия K_c .

Константа равновесия реакции второго порядка может быть выражена не только через концентрации веществ, участвующих в реакции, но и через парциальные давления. Последним выражением особенно удобно пользоваться для реакций, протекающих в газовой фазе, так как парциальные давления пропорциональны объемам газов в смеси.

Для каждого газа, входящего в состав смеси, уравнение состояния может быть написано в следующем виде:

$$p_i V = n_i RT, \quad (31)$$

где p_i — парциальное давление газа в смеси;

V — общий объем смеси;

n_i — число молей данного газа;

R — газовая постоянная;

T — абсолютная температура, при которой происходит реакция.

Если обозначить концентрацию компонента смеси $\frac{n_i}{V}$ через c_i , то парциальное давление газа из уравнения (31)

$$p_i = c_i RT,$$

откуда следует, что

$$c_i = \frac{p_i}{RT}. \quad (32)$$

Подставив полученное выражение в уравнение (30), найдем

$$K_c = \frac{\frac{p_A^a}{(RT)^a} \cdot \frac{p_B^b}{(RT)^b}}{\frac{p_C^c}{(RT)^c} \cdot \frac{p_D^d}{(RT)^d}}$$

или

$$K_c = \frac{p_A^a p_B^b}{p_C^c p_D^d} RT^{(c+d)-(a+b)}. \quad (33)$$

Обозначив изменение числа молей реагирующих веществ $(c+d)-(a+b)$ через Δn , а константу равновесия реакции (выраженную через парциальные давления) $\frac{p_A^a p_B^b}{p_C^c p_D^d}$ через K_p , уравнение (33) можно написать в следующем виде:

$$K_c = K_p (RT)^{\Delta n} \quad (34)$$

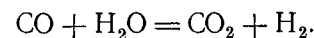
или

$$K_p = K_c (RT)^{-\Delta n}. \quad (35)$$

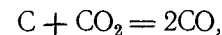
В общем случае $K_p \neq K_c$. Равенство констант будет иметь место только для реакций, протекающих без изменения числа молей, когда $\Delta n = 0$. В этом случае $K_c = K_p$.

Эти соотношения действительны для идеальных газов.

Без изменения объема или числа молей ($\Delta n = 0$) происходит гомогенная реакция водяного газа:

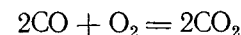


С увеличением объема протекает реакция восстановления окиси углерода

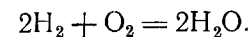


так как объем углерода, находящегося в твердой фазе, является весьма малым по сравнению с объемами реагирующего и образующегося газов.

С уменьшением числа молей и соответственно объема происходят реакции сгорания CO и H_2 :



и



Влияние изменения объема и давления на равновесие реакции

Константа равновесия реакции второго порядка может быть выражена и через степень диссоциации.

Степень диссоциации α называется доля молекул (выраженная в процентах) образующихся веществ, распавшихся к моменту равновесия на исходные реагирующие вещества.

Зависимость между K и α имеет особый вид для разных реакций, при которых происходит изменение числа молей в реакции.

Различают три группы реакций:

а) реакции с уменьшением числа молей ($\Delta n < 0$);

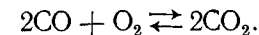
б) реакции с увеличением числа молей ($\Delta n > 0$);

в) реакции, протекающие без изменения числа молей ($\Delta n = 0$).

Все три вида реакций протекают при газификации твердого топлива в газогенераторах и при сгорании генераторного газа в двигателях. На равновесное состояние реакции оказывает влияние изменение объема, давления и температуры.

Рассмотрим вначале на примерах, как определяется зависимость между K и α при изменении числа молей в продуктах реакции при $p = \text{const}$ и $T = \text{const}$.

В качестве реакции с уменьшением числа молей возьмем гомогенную реакцию



Константа равновесия этой реакции определяется уравнением

$$K_c = \frac{c_{\text{CO}_2}^2}{c_{\text{CO}}^2 c_{\text{O}_2}}. \quad (36)$$

Примем, что при данной температуре распалось α молекул (в процентах) CO_2 на CO и O_2 . В момент равновесия остается $(100 - \alpha)$ молей от каждой молекулы CO_2 , а от двух молекул CO_2 — $2(100 - \alpha)$ молей. Соответственно при этом в смеси появятся 2α молей CO и α молей O_2 .

Таким образом, смесь газов при равновесии будет состоять из следующего количества веществ:

$$\begin{array}{l} \text{CO}_2 = 2(100 - \alpha) \\ \text{CO} = 2\alpha \\ \text{O}_2 = \alpha \\ \hline \Sigma = 200 + \alpha \end{array}$$

Парциальное давление каждого компонента смеси пропорционально его объемной доле, т. е.

$$p_i = r_i p,$$

где r_i — объемная доля данного компонента в смеси газов.

Определим парциальное давление каждого компонента смеси:

$$p_{\text{CO}_2} = \frac{2(100 - \alpha)}{200 + \alpha} p;$$

$$p_{\text{CO}} = \frac{2\alpha}{200 + \alpha} p;$$

$$p_{\text{O}_2} = \frac{\alpha}{200 + \alpha} p.$$

Определим соответственно концентрацию каждого компонента в момент равновесия, пользуясь уравнением (32):

$$c_{\text{CO}_2} = \frac{2(100 - \alpha)}{200 + \alpha} \cdot \frac{p}{RT};$$

$$c_{\text{CO}} = \frac{2\alpha}{200 + \alpha} \cdot \frac{p}{RT};$$

$$c_{\text{O}_2} = \frac{\alpha}{200 + \alpha} \cdot \frac{p}{RT}.$$

Подставив полученные выражения концентрации в уравнение (36), получим

$$K_c = \frac{\frac{4\alpha^2}{(200 + \alpha)^2} \cdot \left(\frac{p}{RT}\right)^2 \cdot \frac{\alpha}{200 + \alpha} \cdot \frac{p}{RT}}{\frac{4(100 - \alpha)^2}{(200 + \alpha)^2} \cdot \left(\frac{p}{RT}\right)^2}$$

или после преобразования

$$K_c = \frac{\alpha^3}{(100 - \alpha)^2 (200 + \alpha)} \cdot \frac{p}{RT}. \quad (37)$$

Константу равновесия K_p находим из уравнения (35), приняв, что при этой реакции

$$\Delta n = 2 - 2 - 1 = -1;$$

следовательно,

$$K_c = K_p (RT)^{-1};$$

отсюда

$$K_p = K_c RT.$$

Подставив в это уравнение значение константы K_c по формуле (37), получим

$$K_p = \frac{\alpha^3 p}{(100 - \alpha)^2 (200 + \alpha)}. \quad (38)$$

Рассматривая ту же реакцию при V и $T = \text{const}$, можно найти зависимость между K_c и α и определить влияние объема на положение равновесия.

Обозначая число распавшихся молей CO_2 через α , будем иметь к моменту равновесия смесь, в которой количество образовавшихся молей CO равно 2α , кислорода — α и оставшихся молей CO_2 — $2(1 - \alpha)$.

Концентрации газов в момент равновесия могут быть выражены соотношениями:

$$c_{\text{CO}_2} = \frac{2(1 - \alpha)}{V};$$

$$c_{\text{CO}} = \frac{2\alpha}{V};$$

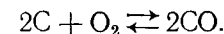
$$c_{\text{O}_2} = \frac{\alpha}{V}.$$

После подстановки этих выражений в уравнение (36) константы равновесия реакции получим следующее уравнение:

$$K_c = \frac{4\alpha^2 V^2}{V^2 V^4 (1 - \alpha)^2} = \frac{\alpha^3}{(1 - \alpha)^2} \cdot \frac{1}{V}. \quad (39)$$

Для реакций, сопровождающихся увеличением числа молекул, константу равновесия, выраженную через степень диссоциации, находят следующим образом.

Рассмотрим реакцию образования CO :



В данном случае

$$\Delta n = 2 - 1 = 1, \text{ т. е. } \Delta n > 0;$$

константа равновесия

$$K_c = \frac{c_{\text{O}_2}}{c_{\text{CO}}^2}. \quad (40)$$

Распавшуюся часть молей СО (в процентах) обозначим через α , тогда в момент равновесия реакции останется $2(100 - \alpha)$ молей окиси углерода; кислорода образуется α молей. Данная реакция гетерогенная, и поэтому объем углерода в твердом виде не принимаем во внимание.

Следовательно, в смеси имеется:

$$\begin{aligned} \text{CO} &= 2(100 - \alpha) \\ \text{O}_2 &= \alpha \\ \Sigma &= 200 - \alpha \end{aligned}$$

При давлении $p = \text{const}$ концентрации компонентов смеси могут быть выражены соотношениями:

$$\begin{aligned} c_{\text{CO}} &= \frac{2(100 - \alpha)}{200 - \alpha} \cdot \frac{p}{RT}; \\ c_{\text{O}_2} &= \frac{\alpha}{200 - \alpha} \cdot \frac{p}{RT}. \end{aligned}$$

Найдем константу равновесия по уравнению (40):

$$K_c = \frac{\alpha(200 - \alpha)^2}{(200 - \alpha)^4(100 - \alpha)^2} \cdot \frac{p}{RT} \cdot \frac{(RT)^2}{p^2}$$

или

$$K_c = \frac{\alpha(200 - \alpha)}{4(100 - \alpha)^2} \cdot \frac{RT}{p}. \quad (41)$$

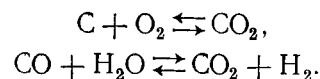
Определим константу

$$K_p = \frac{K_c}{RT} = \frac{\alpha(200 - \alpha)}{4(100 - \alpha)^2} \cdot \frac{1}{p}. \quad (42)$$

При рассмотрении диссоциации реакции при $V = \text{const}$ и $T = \text{const}$ (обозначив через α число молей СО, распающихся на С и O_2) на основании изложенных выше выводов можно написать следующее выражение для константы равновесия:

$$K_c = \frac{\alpha V}{4(1 - \alpha)^2}. \quad (43)$$

Для реакций, протекающих без увеличения числа молей ($\Delta n = 0$), в качестве примера можно указать на следующие:



Для первой реакции константа равновесия, выраженная через степень диссоциации α (в процентах),

$$K_p = K_c = \frac{\alpha}{100 - \alpha}. \quad (44)$$

Для второй реакции

$$K_p = K_c = \frac{\alpha^2}{(100 - \alpha)^2}. \quad (45)$$

Полученные выражения констант равновесия через степень диссоциации позволяют сделать выводы о влиянии изменения давления и объема веществ, участвующих и образующихся при реакции, на степень диссоциации.

Для реакций, при которых $\Delta n < 0$, с увеличением давления при температуре $T = \text{const}$ степень диссоциации уменьшается. При этом равновесие сдвигается вправо в сторону увеличения выхода продуктов реакции. Увеличение объема при давлении $p = \text{const}$ действует в обратном направлении.

Для реакций, сопровождающихся увеличением числа молей ($\Delta n > 0$), повышение давления способствует диссоциации и равновесие сдвигается в сторону уменьшения выхода продуктов реакции. Увеличение объема в этом случае сдвигает равновесие вправо.

В реакциях, когда $\Delta n = 0$, изменение объема или давления при температуре $T = \text{const}$ не влияет на положение равновесия.

Следует отметить, что равновесие реакций зависит главным образом от температуры. Зависимость равновесия реакций от температуры рассмотрена ниже.

Влияние температуры на равновесие реакции

Каждая химическая реакция сопровождается изменением внутренней энергии вещества или системы веществ. Под внутренней энергией вещества понимают разность ΔU между начальной U_1 и конечной U_2 величинами энергии системы в ходе реакции:

$$\Delta U = U_1 - U_2.$$

К концу реакции энергия системы изменяется. Распределение оставшейся энергии на совершение полезной работы и на тепло зависит от характера протекания реакции, от наличия в ней необратимых явлений.

К необратимым явлениям относятся: рассеяние световой энергии, работа расширения и др. Чем больше энергии затрачивается на необратимые явления, тем меньше переходит ее в работу.

В отличие от учета тепла, который принят в термодинамике для физических явлений, в данной работе принято считать тепло, отданное во внешнюю среду, положительным, а воспринятое из внешней среды — отрицательным.

На основании первого закона термодинамики изменение внутренней энергии ΔU системы может быть представлено как сумма энергии, распределенной на выделившееся тепло Q , и произведенную работу W :

$$\Delta U = Q + AW, \quad (46)$$

где A — термический эквивалент работы.

Произведенная во время реакции работа может достигать максимального значения в том случае, когда происходящие во время реакции физические явления являются обратимыми.

В этом случае выделившееся тепло Q принимает минимальное значение, а большая часть внутренней энергии ΔU переходит в работу $W_{\max}$ и уравнение (46) принимает вид

$$\Delta U = Q_{\min} + AW_{\max}. \quad (47)$$

В работу $W_{\max}$ входит работа расширения W_p , которая является неизбежной затратой энергии при изобарно-изотермической реакции ($p = \text{const}$, $T = \text{const}$), и полезная работа реакции W_0 , т. е.

$$AW_{\max} = AW_0 + AW_p.$$

О взаимодействии веществ судят по химическому средству, за меру которого принимают величину полезной (максимальной) работы реакции W_0 . С увеличением полезной работы реакции количество продуктов реакции увеличивается и константа равновесия реакции уменьшается.

Для оценки химического средства и полезной работы реакции в химической термодинамике вводятся две функции, характеризующие термодинамическое изменение состояния системы.

Первая функция определяется из представления о свободной энергии F системы в изохорно-изотермических реакциях ($V = \text{const}$ и $T = \text{const}$) и зависит от внутренней энергии U и связанной энергии TS . Свободная энергия F характеризует ту часть внутренней энергии системы, которая может переходить в полезную работу реакции, так как в данной реакции работа расширения отсутствует.

Для изохорно-изотермической реакции свободная энергия системы

$$F = U - TS. \quad (48)$$

Второй функцией, по которой можно судить об изменении состояния системы при изобарно-изотермической реакции, является изобарный потенциал Z .

Изобарный потенциал Z характеризует часть теплосодержания J системы, переходящую в полезную работу реакции

$$Z = J - TS. \quad (49)$$

Вывод функциональной связи свободной энергии F с величинами U и TS производится на основании рассмотрения изменения энтропии системы в процессе реакции.

Изменение энтропии системы в результате реакции

$$\Delta S = -\frac{Q}{T}. \quad (50)$$

Знак минус означает, что в процессе реакции подведено тепло.

Заменив в уравнении (50) величину Q выражением из уравнения (46), получим

$$\Delta S = \frac{AW - \Delta U}{T},$$

откуда

$$AW = T\Delta S + \Delta U$$

или

$$AW = T(S_2 - S_1) + (U_1 - U_2). \quad (51)$$

В обратимой изохорно-изотермической реакции работа расширения отсутствует ($AW = AW_0$), т. е. изменение энтропии и внутренней энергии связано с расходом запаса свободной энергии только на полезную работу реакции.

Группируя члены уравнения (51) соответственно начальному и конечному состоянию системы, получим

$$AW_0 = (U_1 - TS_1) - (U_2 - TS_2). \quad (52)$$

Как видно, выражение (52) состоит из параметров состояния и, следовательно, является функцией состояния.

Согласно уравнению (48), уравнение (52) можно написать в следующем виде:

$$AW_0 = F_1 - F_2.$$

Таким образом, в изохорно-изотермической реакции изменение свободной внутренней энергии веществ, участвующих в реакции, характеризует ту часть энергии, которая может быть затрачена на полезную работу реакции.

Для данных условий реакции свободная энергия F является ее потенциалом.

Для изобарно-изотермической реакции ($p = \text{const}$, $T = \text{const}$) работа W реакции будет состоять из полезной работы реакции W_0 и работы расширения W_p , вызываемой увеличением объема продуктов реакции от V_1 до V_2 , т. е.

$$W = W_0 + p(V_2 - V_1). \quad (53)$$

Подставив это выражение для работы W в уравнение (51) и сгруппировав члены соответственно начальному и конечному состоянию системы, получим

$$AW_0 + Ap(V_2 - V_1) = (U_1 - TS_1) - (U_2 - TS_2)$$

или

$$AW_0 = (U_1 + ApV_1 - TS_1) - (U_2 + ApV_2 - TS_2).$$

На основании первого закона термодинамики для реакции при $p = \text{const}$ и $T = \text{const}$ имеем

$$U_1 + ApV_1 = J_1$$

и

$$U_2 + ApV_2 = J_2,$$

где J_1 — теплосодержание в начале реакции;

J_2 — теплосодержание в конце реакции.

Следовательно,

$$AW_0 = (J_1 - TS_1) - (J_2 - TS_2). \quad (54)$$

Заменяв разность $J - TS$ по уравнению (49) через изобарный потенциал Z , получим

$$AW_0 = Z_1 - Z_2. \quad (55)$$

Выражение $J - TS$ характеризует изменение параметров состояния, и поэтому изобарный потенциал Z , выражающий изменение состояния, является его функцией.

Для данной изобарно-изотермической реакции потенциал Z является величиной, аналогичной свободной энергии F в изохорно-изотермической реакции.

Из уравнений (48) и (54) следует, что величины F и Z связаны между собой следующим выражением:

$$Z = F + ApV. \quad (56)$$

Полное использование свободной энергии в изохорно-изотермической реакции и изобарного потенциала в изобарно-изотермической реакции возможно только в случае обратимости физических явлений. В действительности реакции сопровождаются рядом необратимых явлений и поэтому полезная работа реакции не достигает теоретически максимальной величины.

Предельные соотношения между исходными веществами и продуктами реакции для термодинамически обратимого процесса могут быть определены только теоретически.

В специальных курсах химической термодинамики подробно рассматриваются выводы соотношения между полезной работой реакции и константой равновесия.

Зависимость между максимальной полезной работой реакции, в которой участвуют n веществ с начальной неравновесной концентрацией c_i при $T = \text{const}$ и константой равновесия, выражается уравнением

$$W_0 = RT [\sum (n \ln c_i) - \ln K_c], \quad (57)$$

где

$$\sum (n \ln c_i) = a \ln c_A + b \ln c_B - c \ln c_C - d \ln c_D \text{ для реакции } aA + bB \rightleftharpoons cC + dD;$$

$\ln K_c$ — натуральный логарифм константы равновесия реакции.

Так как $c_i = \frac{p_i}{RT}$ (где p_i — парциальное давление данного компонента реакции), то

$$W_0 = RT [\sum (n \ln p_i) - \ln K_p]. \quad (58)$$

Это уравнение может относиться как к изохорно-изотермической, так и к изобарно-изотермической реакциям, но работы реакций для изохорного и изобарного процессов не равны между собой, так как в изохорно-изотермическом процессе давление не остается постоянным, а следовательно и парциальное давление компонентов реакции также изменяется.

В том случае, когда начальные концентрации $c_i = 1$ и парциальные давления $p_i = 1$, уравнения (57) и (58) упрощаются и принимают следующий вид:

$$\text{для изохорно-изотермических реакций} \\ W_0 = -RT \ln K_c; \quad (59)$$

$$\text{для изобарно-изотермических реакций} \\ W_0 = -RT \ln K_p. \quad (60)$$

Данные уравнения называются уравнениями изотерм Вант-Гоффа. Максимальная работа реакции, подсчитанная по этим уравнениям, принята за меру химического сродства веществ, участвующих в реакциях. Эти уравнения являются весьма важными для анализа равновесия гомогенных реакций.

В гетерогенных реакциях не учитывается концентрация твердого или жидкого вещества, участвующего в реакции, что находит свое отражение в значении констант K_c и K_p , хотя в общем виде уравнения (59) и (60) и не меняются по своей форме.

Из уравнения (57) следует, что чем больше отличаются начальные концентрации от равновесных, тем больше максимальная работа и химическое сродство реагирующих веществ.

В том случае, когда $W_0 > 0$, реакция идет слева направо, т. е. вещества A и B превращаются в результате реакции в вещества C и D .

При $W_0 < 0$ реакция протекает справа налево, так как отрицательная максимальная работа реакции указывает на отрицательное химическое сродство реагирующих веществ A и B .

На основе введенных представлений о свободной энергии и изобарном потенциале реакции зависимость между полезной работой реакции и тепловым эффектом ее может быть выражена известным уравнением Гибса — Гельмгольца:

$$AW_0 = Q + AT \frac{dW_0}{dT}. \quad (61)$$

Это уравнение является общим по форме для изохорных и изобарных реакций и вместе с уравнением (59) является исходным для вычисления константы равновесия. Приведем уравнение (57) к той же размерности, что и уравнение (61), дифференцируем его по T , а затем, решив совместно уравнения (57) и (61), после сокращения получим

$$\frac{d \ln K}{dT} = \frac{Q}{RT^2}. \quad (62)$$

На основании этого уравнения можно сделать следующие выводы:

1. Если величина $Q > 0$, то $\frac{d \ln K}{dT} > 0$. Это означает, что в экзотермических реакциях константа равновесия увеличивается при повышении температуры. Но с ростом константы равновесия K увеличиваются концентрации или парциальные давления исходных

веществ, вследствие чего увеличивается степень диссоциации, равновесие сдвигается влево и уменьшается выход продуктов реакции. Следовательно, в экзотермической реакции более полному ее протеканию, т. е. увеличению выхода продуктов реакции, благоприятствует низкая температура.

2. Если величина $Q < 0$, то $\frac{d \ln K}{dT} < 0$. Это означает, что в эндотермических реакциях с увеличением температуры константа равновесия уменьшается. Это может быть только при уменьшении концентрации или парциальных давлений исходных веществ, поэтому при этих реакциях увеличивается выход продуктов реакции, диссоциация уменьшается и равновесие сдвигается вправо.

Следовательно, в эндотермических реакциях более полному выходу продуктов реакции благоприятствует высокая температура.

В данных выводах не отрицается увеличение скорости реакции с повышением температуры, но указывается на смещение равновесного состояния при изменении температуры.

В табл. 3 приведен равновесный состав газовой смеси в зависимости от температуры при эндотермической реакции восстановления CO_2 :

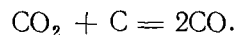


Таблица 3

Состав газовой смеси,
образующейся по реакции
 $\text{CO}_2 + \text{C} = 2\text{CO}$

Температура в °C	Содержание в %	
	CO_2	CO
450	97,80	2,20
650	60,20	39,80
700	41,30	58,70
750	24,10	75,90
800	12,40	87,60
850	5,90	94,10
900	2,90	97,10
950	1,20	98,80
1000	0,90	99,10

Таблица 4

Значения константы K реакции
 $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO}_2 + \text{H}_2$

Температура в °C	Константа равновесия K	
	Опытные данные	Вычисленные значения
686	0,5340	0,5800
786	0,8400	0,8600
886	1,1970	1,1900
986	1,5710	1,5500
1005	1,6200	1,6200
1086	1,9560	1,9100
1205	2,1260	2,3300
1405	2,4900	2,9400

Из данных таблицы следует, что с повышением температуры равновесие реакции сдвигается в сторону увеличения выхода CO.

Интегрирование уравнения (62) в пределах изменения температуры от T_1 до T_2 с переходом от натуральных к десятичным логарифмам позволяет получить следующее соотношение:

$$\lg K = \frac{1}{2,303} \int_{T_1}^{T_2} \frac{Q}{RT^2} dT. \quad (63)$$

Предположим, что тепловой эффект реакции не связан с изменением температуры, т. е. $Q = \text{const}$, тогда

$$\lg K = - \frac{Q}{2,303R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

или

$$\lg K = \frac{Q}{2,303R} \cdot \frac{T_2 - T_1}{T_1 \cdot T_2}. \quad (64)$$

Данное уравнение широко применяется в технических расчетах для определения значения K при любой температуре, если известен тепловой эффект Q реакции и имеется значение K при начальной температуре T_1 . В табл. 4 дана зависимость константы равновесия в зависимости от температуры для реакции $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightleftharpoons \text{CO}_2 + \text{H}_2$.

В данном случае

$$K_p = K_c = \frac{\text{CO} \cdot \text{H}_2\text{O}}{\text{CO}_2 \cdot \text{H}_2}.$$

Зависимость теплового эффекта реакции от температуры

Тепловой эффект реакции изменяется с изменением температуры и зависит от условий протекания реакции, от изменения числа молекул в ходе реакции, а также от состояния продуктов реакции, так как это связано с работой расширения.

Связь тепловых эффектов реакций, протекающих при постоянном давлении и постоянном объеме, выражается следующим уравнением:

$$Q_p = Q_v - \Delta n \cdot RT, \quad (65)$$

где Q_p — тепловой эффект реакции при постоянном давлении;

Q_v — тепловой эффект реакции при постоянном объеме;

Δn — приращение числа молекул в ходе реакции;

R — газовая постоянная;

T — абсолютная температура, при которой происходит реакция.

Влияние температуры на тепловой эффект реакции может быть определено из следующего выражения:

$$Q_p = Q_{p_0} + \alpha T + \beta T^2 + \dots, \quad (66)$$

где Q_{p_0} — тепловой эффект реакции при абсолютном нуле;

α и β — постоянные коэффициенты.

По этой формуле можно вычислить тепловой эффект реакции при любой температуре, если известен тепловой эффект при какой-либо температуре, известны теплоемкости реагирующих веществ и зависимость теплоемкостей от температуры.

В табл. 5 приведены тепловые эффекты реакций, происходящих при газификации.

Тепловой эффект реакций, происходящих в процессе газификации

Реакция	Тепловой эффект (при 25° С) в ккал/моль	Реакция	Тепловой эффект (при 25° С) в ккал/моль
$C + O_2 = CO_2$	+ 97 650	$2CO + O_2 = 2CO_2$	+ 136 440
$2C + O_2 = 2CO$	+ 58 860	$2H_2 + O_2 = 2H_2O$	+ 115 620
$C + H_2O = CO + H_2$	— 28 380	$CO + H_2O = CO_2 + H_2$	+ 10 400
$C + 2H_2O = CO_2 + 2H_2$	— 17 970	$C + 2H_2 = CH_4$	+ 20 870
$C + CO_2 = 2CO$	— 38 790		

Влияние температуры на скорость реакции

Изложенный выше вывод уравнения (22) скорости реакции был основан на кинетической теории газов, по которой реакция протекает вследствие столкновения реагирующих молекул; при этом число столкновений и скорость реакции пропорциональны концентрациям веществ:

$$w = kc_1c_2.$$

Однако в реальных условиях не каждое столкновение молекул приводит к химической реакции, что было установлено экспериментальным путем. В опытах скорость реакции обычно оказывалась ниже, чем это должно было соответствовать числу столкновений молекул. Число столкновений оказывалось по опытам неизмеримо больше числа реагирующих молекул.

Согласно теории активации столкновения, приводящие к реакции, происходят между молекулами, которые обладают определенным запасом кинетической энергии, достаточным для разрушения химических связей. Эта энергия называется энергией активации и обозначается буквой E .

При заданной температуре молекулы могут обладать различной скоростью.

При движении молекул с большой скоростью и центральном столкновении суммарная энергия молекул может оказаться больше определенного минимума энергии, необходимого для перегруппировки атомов и молекул, т. е. больше энергии активации E . Такие молекулы называются активными. К химической реакции приводит столкновение только активных молекул.

Число активных молекул в газах может быть различным.

Скорость реакции тем больше, чем больше число активных молекул, а число последних возрастает с уменьшением энергии активации.

Кроме того, скорость реакции увеличивается с повышением температуры, так как при этом возрастает скорость движения молекул, их кинетическая энергия и число столкновений молекул.

Источником активации молекул может служить не только кинетическая энергия молекул, но и световая энергия, поглощаемая электронами, находящимися на периферии и слабо связанными с ядром атома. При этом электроны переходят на другую орбиту, соответствующую большей величине потенциальной энергии. Удары электронов другой молекулы могут также привести к аналогичным результатам. Возбужденные молекулы оказываются активными, что ускоряет протекание химической реакции.

Таким образом, согласно теории активации, скорость реакции определяется соотношением между числом активных и неактивных молекул.

Число активных молекул $N_{акт}$ определяется законом распределения Максвелла — Больцмана

$$N_{акт} = N_{общ} e^{-\frac{E}{RT}}, \quad (67)$$

где $N_{общ}$ — общее число молекул.

Величина $e^{-\frac{E}{RT}}$ определяет долю молекул, обладающих минимальной энергией (выше средней), которую должен иметь 1 моль сталкивающихся молекул для протекания химической реакции.

В экзотермических реакциях активные молекулы должны обладать запасом энергии активации, большей чем сумма $Q + E$.

Величина энергии активации E для образования CO_2 составляет 29 000 ккал/моль, для образования CO 41 000 ккал/моль.

Величина E характеризует не вещество, а реакцию, и мало зависит от температуры.

Если в уравнении (62), выражающем связь теплового эффекта реакции с константой равновесия, заменить константу K через отношение $\frac{k_2}{k_1}$, то

$$\frac{d \ln k_2}{dT} - \frac{d \ln k_1}{dT} = \frac{E_2}{RT^2} - \frac{E_1}{RT^2}, \quad (68)$$

где E_1 и E_2 — соответственно энергия активации прямой и обратной реакций;

k_1 и k_2 — соответственно константы скорости прямой и обратной реакций.

Разность энергии активации обратной и прямой реакции

$$E_2 - E_1 = Q.$$

При этом для каждой прямой или обратной реакции справедливо следующее равенство:

$$\frac{d \ln k}{dT} = \frac{E}{RT^2} + D. \quad (69)$$

В этом уравнении Аррениус допустил, что $D = 0$ и получил широко известное уравнение связи константы скорости и температуры реакции:

$$\ln k = B - \frac{E}{RT}, \quad (70)$$

где B — постоянная уравнения.

Многочисленные экспериментальные работы различных исследователей подтвердили уравнение Аррениуса.

Интегрируя уравнение (69) при $D = 0$, находим

$$k = e^{-\frac{E}{RT}}. \quad (71)$$

Отсюда следует, что при постоянных значениях величин E и K константа скорости реакции k возрастает с повышением температуры.

Константа скорости реакции с учетом совместного влияния столкновений и активации выразится следующим уравнением:

$$k = k_0 e^{-\frac{E}{RT}}, \quad (72)$$

где k_0 — константа скорости реакции при условии, что каждое столкновение приводит к реакции.

Скорость ω гомогенной реакции второго порядка с учетом столкновений и активации выразится уравнением

$$\omega = k_0 (c_1 c_2) e^{-\frac{E}{RT}}. \quad (73)$$

Таким образом, скорость реакции второго порядка зависит не только от концентрации реагирующих веществ, но и от доли активных молекул, участвующих в реакции.

В процессе газификации протекают гетерогенные реакции, как, например, реакции окисления углерода и восстановления углекислоты. В этих реакциях наряду с химическими факторами большое значение имеют и физические. К ним в первую очередь относится диффузия газов.

Диффузия газов

В гетерогенных реакциях большое значение имеет перенос веществ из газовой фазы к поверхности твердого тела и отводу от него продуктов реакции. Этот процесс переноса веществ называется диффузией.

Процесс диффузии выражается следующим уравнением:

$$dq = -DF \frac{dc}{dx} d\tau, \quad (74)$$

где dq — количество вещества, диффундирующего в течение времени $d\tau$ через слой dx к поверхности F , при разности концентраций dc , пропорционально коэффициенту диффузии D .

Коэффициент диффузии D имеет размерность скорости в $см/сек$ или $м/сек$.

Для гетерогенных реакций между кислородом воздуха и углеродом, протекающих на его поверхности, уравнение диффузии принимает следующий вид:

$$dq = -DF \frac{c_0 - c_w}{\delta} d\tau, \quad (75)$$

где F — реагирующая поверхность углерода;

c_0 и c_w — концентрация кислорода соответственно в газовом потоке и на поверхности углерода;

δ — толщина ламинарного слоя, окружающего углерод.

Толщина слоя около поверхности твердого вещества зависит от скорости движения реагирующего газа и определяется критерием движения Re (критерием Рейнольдса)

$$\delta = al Re^{-0,8}, \quad (76)$$

где a — постоянная величина;

l — линейный размер, определяющий форму вещества (для цилиндрической и шаровой поверхностей — диаметр);

Re — критерий движения (ламинарное или турбулентное).

Критерий Рейнольдса Re выражает следующую зависимость параметров движения:

$$Re = \frac{\omega d \rho}{\mu}, \quad (77)$$

где ω — скорость движения;

d — гидравлический диаметр потока газа;

ρ — плотность газа;

μ — динамическая вязкость газа.

Из уравнений (75) — (77) следует, что с повышением скорости движения обтекающего газа диффузионный перенос вещества увеличивается, а толщина пленки, окружающей тело, уменьшается.

Скорость реакции при повышении температуры с T_0 до T определяется в области диффузии изменением коэффициента диффузии:

$$D = D_0 \left(\frac{T}{T_0} \right)^n, \quad (78)$$

где D_0 — коэффициент диффузии при температуре T_0 ;

$$n = 1,5 \div 2.$$

Изучение диффузионной кинетики реакций, развившейся в последние годы в специальный раздел науки, оказалось весьма плодотворным и дало исключительно положительные результаты при разрешении ряда важнейших научных проблем в области горения и газообразования.

На основе этой теории были получены убедительные объяснения образования различных продуктов реакции при взаимодействии двух однородных тел вследствие различных физических условий протекания реакций.

В гетерогенных реакциях различают две области: кинетическую и диффузионную. Разделение этих областей основано на преимущественном значении в каждой области кинетических или диффузионных процессов, определяющих скорость реакции.

Ниже приводится вывод зависимости константы равновесия реакции от константы скорости химической реакции и константы скорости диффузии [32].

При установившемся процессе в стационарном или квазистационарном (почти стационарном) состоянии скорость реакции должна быть равна количеству реагирующего вещества, доставляемого в единицу времени к поверхности тела молекулярной или турбулентной диффузией.

Диффузионный поток реагента, пропорциональный разности концентраций и константе скорости диффузии, аналогично коэффициенту теплопередачи, может быть выражен уравнением

$$q = \beta (c - c'), \quad (79)$$

где β — константа скорости диффузии;
 c и c' — концентрация вещества соответственно в свободном объеме и на поверхности тела.

Приравняв расход $f(c')$ вещества вследствие реакции на поверхности количеству вещества $\beta (c - c')$, доставляемому к поверхности диффузией, получаем уравнение

$$\beta (c - c') = f(c'). \quad (80)$$

В выражении $f(c')$ неопределенным является порядок реакции, от которого зависит скорость реакции на поверхности и, следовательно, расход вещества.

Рассмотрим случай, когда реакция идет по первому порядку. Тогда

$$f(c') = kc',$$

и уравнение (80) принимает вид

$$\beta (c - c') = kc'.$$

Решая это уравнение относительно c' , находим, что

$$c' = \frac{\beta c}{k + \beta}. \quad (81)$$

Для квазистационарной скорости реакции

$$q = kc',$$

и поэтому

$$q = \frac{k\beta}{k + \beta} c. \quad (82)$$

Эффективная скорость реакции следует также по первому порядку относительно концентрации реагирующего вещества c и поэтому может быть представлена в виде

$$q = k'c,$$

где

$$k' = \frac{k\beta}{k + \beta}. \quad (83)$$

Уравнение (83) может быть представлено в виде суммы обратных величин k' , k и β :

$$\frac{1}{k'} = \frac{1}{k} + \frac{1}{\beta}. \quad (84)$$

Таким образом, обратная величина константы скорости реакции зависит от кинетического и диффузионного сопротивления.

Рассматривая уравнение (83), можно легко заметить, что в изменении скорости реакции имеются две предельные области: кинетическая и диффузионная — в зависимости от значений величин k и β .

При $k \gg \beta$ $k' = \beta$ и скорость суммарного процесса по уравнению (81) будет определяться скоростью диффузии

$$c' = \frac{\beta}{k} c \ll c.$$

Эта область называется диффузионной.

При $k \ll \beta$ из уравнения (83) имеем, что $k' = k$, т. е. суммарная скорость реакции определяется константой скорости химической реакции на поверхности и не зависит от условий диффузии. Эта область называется кинетической. В этом случае диффузионное сопротивление $\frac{1}{\beta}$ значительно меньше кинетического и скорость реакции на поверхности совпадает с эффективной скоростью.

Концентрация реагирующего вещества у поверхности при этом совпадает с концентрацией в объеме $c' \approx c$, т. е. скорость реакции зависит от концентрации реагирующих веществ.

Скорость реакции в кинетической области строго пропорциональна величине свободной реагирующей поверхности и не зависит от скорости газового потока.

Совершенно обратное наблюдается в диффузионной области, когда диффузионное сопротивление больше химического.

В этом случае скорость суммарного процесса всецело зависит от скорости диффузии, так как величина $\frac{1}{k}$ очень мала. Концентрация реагирующего вещества у поверхности меньше, чем в объеме, т. е.

$$c' \ll c$$

и скорость реакции

$$\beta c = \frac{Nu D}{l} \cdot c, \quad (85)$$

где Nu — критерий Нуссельта для процесса диффузии в неподвижной среде или ламинарном потоке характеризует перенос вещества и выражается формулой

$$Nu = \frac{\beta l}{D};$$

D — коэффициент диффузии;

l — линейный размер твердого тела в гетерогенной реакции;

c — концентрация реагирующего вещества.

В диффузионной области наблюдаемая эффективная реакция не зависит от кинетики реакции на поверхности.

Все реакции в этой области имеют первый порядок по концентрации реагирующего вещества и не зависят от общего давления. Скорость реакции очень мало зависит от температуры, но зависит от скорости газового потока так же, как и критерий Нуссельта (т. е. пропорциональна скорости газового потока в степени 0,4—0,5 при обтекании отдельных кусков снаружи и в степени 0,8 при турбулентном движении, т. е. при течении потока газа внутри канала).

В диффузионной области скорости различных реакций будут разные, так как различны коэффициенты диффузии реагирующих веществ. В случае обратимых реакций скорость реакции зависит от условий равновесия.

Для диффузионной области характерны большая скорость реакции и малая скорость диффузии, т. е. когда реакция протекает при высокой температуре, большом давлении и малой скорости газового потока.

Кинетическая область превалирует в противоположных условиях: при низком давлении и большой скорости газового потока. Этими условиями пользуются, когда хотят выявить истинную кинетику гетерогенных реакций.

В кинетической области скорость реакции в значительной степени зависит от температуры и удовлетворяет уравнению (71).

Между диффузионной и кинетической областями находится переходная область, в которой реакции протекают в соответствии с уравнением (80).

Для определения области протекания реакции пользуются различными методами. Наиболее правильный метод — это проведение реакции в определенных гидродинамических условиях, при которых можно с достаточной точностью вычислять скорость диффузии. Если наблюдаемая скорость реакции значительно меньше вычисленной скорости диффузии, то процесс находится в кинетической области.

Зависимость скорости реакции от температуры служит признаком течения реакции в кинетической области, а зависимость скорости реакции от скорости газового потока указывает на то, что реакция протекает в диффузионной области.

Многочисленными исследованиями установлено, что процесс горения углерода при высокой температуре (1100—1300°) протекает в диффузионной области.

ТОПЛИВО ДЛЯ ТРАКТОРНЫХ ГАЗОГЕНЕРАТОРОВ

ЭЛЕМЕНТАРНЫЙ СОСТАВ ТОПЛИВА

Для тракторных газогенераторов может быть применено твердое топливо различных видов: древесина, древесный уголь, торф, антрацит, каменноугольный и торфяной кокс, а также брикеты, получаемые из торфа, древесного угля и др. В настоящее время наиболее распространенным топливом для тракторных газогенераторов является древесина.

В состав топлива в виде различных соединений входят следующие элементы: углерод С, водород Н, азот N, кислород О и сера S. Кроме того, в каждом топливе содержится вода, а также ряд минеральных веществ, которые после сгорания топлива образуют золу А.

Все виды минеральных топлив, к которым можно отнести торф, бурые угли и антрациты, произошли из растительных веществ и различаются только по химическому строению.

Возраст топлива определяется содержанием в нем углерода и кислорода, гигроскопичностью и выходом летучих.

Чем старше топливо, тем больше в нем углерода и меньше кислорода; кроме того, оно отличается меньшим отношением суммы содержания кислорода и азота к водороду. Самым молодым топливом является древесина, затем идут торф, бурый уголь, каменные угли и антрациты.

При нагревании топлива без доступа воздуха из него выделяются органические газы и пары, называемые летучими. С увеличением возраста топлива в нем уменьшается содержание летучих.

К битуминозным топливам (содержащим большое количество летучих) относятся древесина, торф, бурый уголь, некоторые сорта каменного угля, солома и растительные отходы.

К тощим топливам (содержащим малое количество летучих) относятся антрацит, кокс, полукокс и хорошо выжженный древесный уголь.

Углерод является наиболее важной горючей частью топлива и находится в органической части топлива в химически связанном состоянии.

При полном окислении 1 кг свободного углерода выделяется 8137 ккал тепла, а при окислении 1 моля — 97 650 ккал. Так как в топливе углерод находится не в свободном состоянии, а в виде

органических соединений с водородом, кислородом, азотом и серой, то в действительности горение углерода сопровождается меньшим тепловым эффектом.

Для практических расчетов допускают, что углерод в топливе находится в свободном состоянии.

Количество углерода в горючей массе твердых топлив колеблется от 50 (древесина) до 96% (антрацит). Чем больше углерода содержится в топливе, тем выше качество топлива.

Газообразное соединение углерода с кислородом в виде окиси углерода CO , представляющее собой продукт неполного окисления углерода, является основной горючей частью всех генераторных газов. Соединение углерода с кислородом в виде двуокиси углерода CO_2 является продуктом полного окисления углерода и поэтому уже не может служить топливом.

Тепловой эффект при сгорании углерода в окись углерода (2450 ккал/кг) значительно меньше, чем при сгорании в двуокись (8137 ккал/кг).

Водород является также существенной частью топлива и входит, как и углерод, в состав органической части топлива. Количество тепла, выделяющегося при горении водорода, зависит от физического состояния продуктов сгорания. Если при горении водорода продукт реакции — вода H_2O — остается в жидком состоянии, то на 1 кг водорода выделяется 34 180 ккал тепла; если же вода будет находиться в парообразном состоянии, что имеет место при практическом сжигании, то на 1 кг водорода выделяется 28 905 ккал тепла. Разница в количестве выделяемого тепла объясняется расходом его на испарение воды.

Тепловой эффект реакции при сгорании 1 кг водорода в 3,55 раза больше, чем при сгорании 1 кг углерода. Следовательно, при увеличении содержания водорода в топливе значительно увеличивается его теплотворность.

Количество водорода в горючей массе твердых топлив колеблется от 2 (антрацит) до 6% (древесина и торф).

Кислород также является составной частью органической массы топлива и находится в топливе в виде соединений с другими элементами. Эти элементы являются более или менее окисленными, а следовательно при горении не могут выделять тепла или выделяют его очень мало. Поэтому кислород следует считать нежелательным элементом топлива, понижающим его тепловую ценность.

Количество кислорода в горючей массе твердых топлив колеблется от 2 (антрацит) до 44% (древесина).

Азот является составной частью всех твердых топлив и образует в нем сложные органические соединения. При горении топлива азот не окисляется; он легко освобождает соединенные с ним элементы, а сам выделяется в свободном состоянии.

При химической переработке топлива азот выделяется в виде аммиака и ряда летучих азотистых соединений, имеющих большое промышленное значение. В генераторном газе из древесины, торфа и бурых углей также содержится аммиак.

Вследствие незначительного содержания азота в топливе (0,1—2,0%) влияние его на качество топлива практически ничтожно.

Сера часто является примесью в твердых топливах. Сера может входить в состав как горючей массы топлива, так и его минеральных примесей. К горючей части относится так называемая летучая сера S_2 , которая окисляется при горении в сернистый ангидрид SO_2 . К минеральной части относится сера, входящая в состав сернокислого кальция, сернокислого железа и др. (CaSO_4 , FeSO_4) и практически не принимающая участия в горении топлива.

Сера, находящаяся в топливе в виде органических и сернистых соединений, сгорает с выделением тепла; ее принято называть горючей серой. Сера, находящаяся в сернокислых соединениях, называется негорючей серой. Условно принято всю серу относить к горючей массе.

Теплотворность серы весьма низкая и составляет около 2200 ккал/кг. Поэтому в качестве горючего компонента с низкой теплотворностью сера уменьшает среднюю теплотворность горючей массы топлива.

Несмотря на то, что большая часть серы относится к горючей части, ее принято рассматривать как вредную примесь в топливе. Образующийся при сгорании серы сернистый ангидрид вредно отражается на здоровье обслуживающего персонала и разрушающе действует на металлические поверхности газогенератора, аппаратов очистки и двигателя.

Содержание серы в некоторых топливах (бурый уголь) доходит до 6%; в древесине сера практически отсутствует.

Зола в большем или меньшем количестве получается при сгорании твердого топлива всех видов. Под золой понимают твердый остаток, содержащий минеральные примеси, который получается после полного сгорания топлива.

Минеральные примеси, входящие в состав топлива, могут быть различного происхождения. Некоторые минеральные вещества золы входили в состав тех растений или низших животных организмов, из которых произошло топливо; другие минеральные вещества попадают в топливо извне во время образования данного топлива или во время его добычи.

Состав золы всегда отличается от состава минеральных веществ, находившихся в топливе до его сгорания, так как под влиянием высокой температуры происходят химические реакции: разложение карбонатов, окисление сернистых соединений и др. На практике обычно производят анализ не минерального вещества, что сопряжено с большими трудностями, а твердого остатка — золы.

Во всех случаях зола является балластом топлива, понижающим его теплотворность.

Сжигание и газификация многозольных топлив представляют большие трудности, особенно при низкой температуре плавления золы.

В табл. 6 приведена температура плавления отдельных окислов, входящих в состав золы.

Таблица 6

Температура плавления окислов, входящих в состав золы

а Окислы	Формулы	Температура плавления в °С
Окись калия	K_2O	800—1000
Окись натрия	Na_2O	800—1000
Закись железа	FeO	1420
Двуокись кремния	SiO_2	1725
Окись алюминия	Al_2O_3	2050
Окись кальция	CaO	2585
Окись магния	MgO	2800

При сгорании древесины зола не расплавляется, так как основные составные части ее состоят из окисей магния и кальция, имеющих высокую температуру плавления, Торф, бурый и каменные угли имеют золу с низкой температурой плавления, так как зола этих топлив в основном состоит из окислов железа, калия и натрия. Образующиеся в этом случае тягучие и вязкие шлаки обволакивают частицы топлива, заливают прозоры колосниковой решетки, что ухудшает процессы горения и газификации.

Содержание золы в топливах колеблется от 1 (древесина) до 45% (александрийский бурый уголь).

Влага содержится во всех топливах и является, как и зола, балластом топлива. В твердых топливах различают внешнюю, гигроскопическую и гидратную влагу. Внешняя влага удаляется при воздушной сушке топлива. Гигроскопическая влага может быть удалена из топлива только высушиванием его при температуре до 105°.

Влага, связанная в кристаллах минеральных соединений, в основном силикатов и гипса, называется гидратной или кристаллизационной влагой. Она удаляется из топлива при температуре 500—700°.

Топливо, высушенное на воздухе до постоянного веса, называется воздушно-сухим. Топливо же, высушенное до постоянного веса при температуре 105°, называется абсолютно сухим.

Влажность топлива зависит от его свойств, условий хранения, способа доставки и других факторов. Наибольшее количество влаги находится в древесине, торфе и буром угле.

Наименее влажными являются каменные угли, особенно антрациты.

Различают относительную влажность и абсолютную.

Относительная влажность $W_{отн}$ или влажность рабочего топлива W^p представляет собой отношение (в процентах) веса влаги в топливе (внешней и гигроскопической) к весу сырого топлива

$$W_{отн} = W^p = \frac{G_1 - G_2}{G_1} 100, \quad (86)$$

где G_1 — вес сырого образца топлива;

G_2 — вес сухого образца топлива, высушенного при температуре 105° до постоянного веса.

Абсолютной влажностью $W_{абс}$ называется отношение веса влаги в топливе к весу сухого топлива

$$W_{абс} = \frac{G_1 - G_2}{G_2} 100. \quad (87)$$

Если известна одна из влажностей, то другая может быть найдена по одной из следующих формул:

$$W_{абс} = \frac{W_{отн}}{100 - W_{отн}} 100 \quad (88)$$

или

$$W_{отн} = \frac{W_{абс}}{100 + W_{абс}} 100. \quad (89)$$

В дальнейшем везде имеется в виду влажность рабочего топлива W^p , если не сделана специальная оговорка.

Влажность твердого топлива в рабочем состоянии колеблется в больших пределах от 3 (антрацит) до 90% (торф). Наибольшие колебания влажности характерны для древесины, торфа и бурого угля.

Влага не только уменьшает содержание горючих элементов в топливе, но и требует расхода известного количества тепла на испарение еще в начальных стадиях процесса горения. При высоком содержании в топливе влаги теплотворность его значительно снижается, что ухудшает или даже нарушает процесс газификации данного топлива.

Допустимое содержание влаги в топливе, употребляемом для газификации, зависит от вида и состава его.

Оптимальное количество влаги для газифицируемого топлива данного вида определяется расчетом.

РАСЧЕТ СОСТАВА ТОПЛИВА

Элементарным анализом топлива называется определение отдельных составляющих его. При анализе топлива каждый составляющий элемент определяют отдельно в весовых процентах, включая золу и влагу. Такой анализ имеет лишь относительную ценность, так как он дает представление об исследуемом топливе как о механической смеси определяемых элементов. В действительности же углерод, водород, кислород, азот и часть серы находятся в топливе не в свободном состоянии, а в виде различных сложных органических соединений. Между тем с помощью существующих методов химического анализа не всегда можно определить, какие соединения и в каком количестве образуют данное топливо. Однако для некоторых целей такой элементарный анализ вполне достаточен, особенно для расчета процессов горения и газификации твердых топлив.

В том случае, когда в топливе определяют только содержание золы, влаги, серы, летучих веществ и кокса, такой анализ называется техническим. Он дает возможность судить о поведении топлива в процессе газификации и поэтому довольно часто применяется в научно-исследовательских институтах и лабораториях при исследовании газификации твердых топлив.

Элементарный анализ твердого топлива принято представлять следующей схемой:

Индексы	Состав топлива						
	C	H	O	N	S	A	W
<i>o</i>	Органическая масса						
<i>g</i>	Горючая масса						
<i>c</i>	Сухая масса						
<i>p</i>	Рабочее топливо						

По этой схеме топливо подразделяется на органическую, горючую и сухую массы и на рабочее топливо.

Рабочим называется топливо в том виде, в каком оно используется.

Рабочее топливо состоит из следующих компонентов, сумма которых равна 100%:

$$C^p + H^p + O^p + N^p + S_a^p + A^p + W^p = 100\%.$$

Оставшаяся масса топлива после его высушивания при температуре 105° до постоянного веса называется сухой массой. Сухая масса состоит из следующих компонентов, сумма которых равна 100%:

$$C^c + H^c + O^c + N^c + S_a^c + A^c = 100\%.$$

Сумма содержания золы и влаги дает содержание балласта (негорючих частей) топлива. Разность весов рабочего топлива и балласта представляет собой горючую массу, состоящую из следующих компонентов, сумма которых равна 100%:

$$C^g + H^g + O^g + N^g + S_a^g = 100\%.$$

Предполагается, что сера содержится главным образом в минеральной части топлива. Если исключить серу из горючей массы, то оставшиеся элементы будут представлять собой органическую массу, содержащую следующие компоненты, сумма которых равна 100%:

$$C^o + H^o + O^o + N^o = 100\%.$$

Органическую массу выделяют для классификации и изучения общих свойств топлива.

Зная химический состав рабочего топлива, можно определить его состав в других состояниях. Если же известен состав органической массы и составные части балласта топлива, то можно вычислить состав рабочего топлива и т. п.

Пересчет процентного содержания компонентов топлива одной массы на другую можно производить по специальным формулам. Для углерода эти формулы имеют следующий вид:

$$C^p = C^o \frac{100 - (S^p + A^p + W^p)}{100}; \quad (90)$$

$$C^c = C^o \frac{100 - (S^c + A^c)}{100}; \quad (91)$$

$$C^g = C^o \frac{100 - S^g}{100}; \quad (92)$$

$$C^p = C^g \frac{100 - (A^p + W^p)}{100}; \quad (93)$$

$$C^p = C^c \frac{100 - W^p}{100}; \quad (94)$$

$$C^c = C^g \frac{100 - A^c}{100}. \quad (95)$$

Аналогично можно вычислить содержание других элементов, входящих в различные массы приведенной схемы. По этому же методу можно пересчитать рабочее топливо на органическую массу, на сухую массу и т. д.

В табл. 7 приведен элементарный состав, влажность рабочего топлива и теплотворность органической массы твердых топлив основных видов.

Таблица 7

Топливо	Состав органической массы в %			Влажность рабочего топлива W^p в %	Теплотворность органической массы в ккал/кг
	C^o	H^o	$O^o + N^o$		
Древесина	49—50	6—7	43—45	40—60	4390—4560
Торф	52—64	5—6	31—43	80—95	5000—5700
Бурий уголь	65—80	4—5	16—30	8—40	6000—7400
Каменный уголь	80—96	2—5	2—15	0,5—4	7600—8700

ТЕПЛОТВОРНОСТЬ ТВЕРДОГО ТОПЛИВА

Теплотворностью топлива называется количество тепла, выделившееся при полном сгорании 1 кг твердого или жидкого топлива или 1 м³ газообразного топлива. Теплотворность зависит от химического состава топлива.

Различают высшую теплотворность топлива и низшую.

Высшей теплотворностью топлива Q_v называется количество тепла, выделяющегося в результате сгорания при условии, что при охлаждении продуктов сгорания используется скрытая теплота парообразования. В этом случае сохраняется скрытая теплота испарения 1 кг воды, равная 539 ккал, а также теплота нагрева 1 кг воды от 0 до 100°; следовательно, всего для 1 кг топлива сохраняется 639 ккал.

Практически при сгорании топлива пары воды уносятся с продуктами горения и скрытая теплота парообразования не используется.

Низшей теплотворностью топлива Q_n называется количество тепла, выделяющегося в результате сгорания при условии, что при охлаждении продуктов сгорания скрытая теплота парообразования не используется.

Низшая теплотворность введена с целью приближения к действительным условиям; при этом принимают, что пар в перегретом состоянии охлаждается со 100 до 20°. В этом случае сохраняется теплота нагрева 1 кг перегретого пара с 20 до 100°.

Таким образом, при теплоемкости перегретого пара, равной 0,48 ккал/кг, использованная теплота будет равна $(100 - 20) \cdot 0,48 = 38,4$ ккал/кг. Следовательно, разность

$$Q_v - Q_n = 639 - 38,4 \approx 600 \text{ ккал/кг воды.}$$

В продуктах горения содержится влага W^p топлива и влага W_n , полученная при сгорании водорода H^p топлива. Так как

$$W_n = \frac{18}{2} H^p = 9H^p,$$

то разность (при W^p и W_n в кг)

$$Q_v - Q_n = 600(W^p + W_n) = 600(W^p + 9H^p)$$

или (при W^p и W_n в процентах)

$$Q_v - Q_n = 6(W^p + 9H^p).$$

Существует целый ряд эмпирических формул для определения теплотворности твердого топлива по данным его элементарного анализа.

Достаточно удовлетворительные результаты дают формулы Д. И. Менделеева для низшей теплотворности

$$Q_n = 81C + 246H - 26(O - S) - 6W \text{ ккал/кг} \quad (96)$$

и для высшей

$$Q_v = 81C + 300H - 26(O - S) \text{ ккал/кг.} \quad (97)$$

В приведенных формулах не учитывается теплота разложения органических соединений топлива, поэтому полученные по ним

значения менее точны, чем при определении в калориметрической бомбе.

Проф. К. В. Кирш предложил весьма простую формулу для определения теплотворности органической массы топлива, если содержание углерода в нем не превышает 90%:

$$Q_{орг} = 104 C^\circ - 700 \text{ ккал/кг.} \quad (98)$$

Низшая теплотворность древесного топлива в зависимости от влажности может быть определена по эмпирической формуле проф. А. А. Надежина:

$$Q_n = 4370 - 49,7W^p \text{ ккал/кг.} \quad (99)$$

Теплотворность топлива характеризует тепловой эффект с количественной стороны, но не с качественной. Качественную характеристику теплового эффекта топлива дает так называемая калориметрическая температура продуктов горения, т. е. такая максимальная температура, которая может быть достигнута при условии, если горение происходит при теоретическом количестве воздуха, продуктами горения являются продукты полного окисления (CO_2 , H_2O и SO_2) и все тепло, выделившееся в процессе горения топлива, расходуется только на нагрев продуктов горения.

Вполне очевидно, что данная температура при горении в обычных условиях не может быть получена и является пределом.

Общее количество тепла, выделившегося при сгорании топлива,

$$Q_n = (m_1c_1 + m_2c_2 + m_3c_3 + \dots + m_nc_n)t_{\max},$$

где $m_1, m_2, m_3, \dots, m_n$ — количество отдельных продуктов горения; $c_1, c_2, c_3, \dots, c_n$ — теплоемкости соответствующих продуктов горения.

Определим из этого выражения максимальную температуру горения:

$$t_{\max} = \frac{Q_n}{m_1c_1 + m_2c_2 + m_3c_3 + \dots + m_nc_n}. \quad (100)$$

Величина $t_{\max}$ не зависит от количества сжигаемого топлива, так как при изменении числителя соответственно будет изменяться знаменатель вследствие изменения количества продуктов горения.

В табл. 8 приведены средние значения низшей теплотворности и максимальной температуры горения для различных топлив.

Из табл. 8 видно, что максимальная температура горения не всегда соответствует максимальному значению низшей теплотворности топлива. Это объясняется тем, что величина Q_n не характеризует еще количество и теплоемкость продуктов горения, а величина $t_{\max}$ является функцией всех трех величин Q_n, m и c .

В действительных условиях температура t_θ продуктов горения обычно ниже максимальной температуры $t_{\max}$, так как процесс горения осуществляется с избытком воздуха; при этом также возможна диссоциация продуктов горения и потеря значительной части тепла через стенки топki, камеры и т. д.

Таблица 8

**Низшая теплотворность и максимальная температура горения
различных топлив**

Топливо	Низшая теплотворность Q_H в ккал/кг	Максимальная температура горения $t_{\max}$ в °C
Углерод (при сгорании в CO_2) . . .	8137	2000
Углерод (при сгорании в CO) . . .	2240	1325
Каменный уголь (тощий)	7296	2010
Кокс	6680	2008
Бурый уголь	4880	1760
Дерево (воздушносухое)	3650	1720
Торф (воздушносухой)	3420	1750

Отношение действительной температуры t_d к калориметрической t_k определяется пирометрическим к. п. д.

$$\eta = \frac{t_d}{t_k}. \quad (101)$$

Пирометрический к. п. д. может резко изменяться в зависимости от рода и количества сжигаемого топлива, а также и от топочного устройства. Для различных топочных устройств пирометрический к. п. д. колеблется от 0,65 до 0,82.

СУХАЯ ПЕРЕГОНКА

Сухой перегонкой называется процесс термического разложения топлива без доступа воздуха. В результате этого процесса топливо претерпевает химические изменения и разлагается, образуя новые твердые, жидкие и газообразные вещества.

При нагревании топлива без доступа воздуха сначала выделяется гигроскопическая влага, а также наименее стойкие компоненты, содержащие кислород. При температуре 350—400° начинается интенсивное выделение газов и смол. Выделение смол прекращается при температуре 550°, выделение газов — при температуре 1100—1200°. В твердом остатке (коксе), полученном после прогрева топлива до температуры 1100—1200°, летучие вещества практически отсутствуют.

Примерная температура (в °C) начала выхода летучих из различных топлив следующая:

Древесина	160
Торф	100—110
Бурый уголь	130—170
Каменный уголь	150—170
Антрацит	380—400

Количество выделяющихся летучих в значительной степени зависит от породы топлива. Так как количество летучих характеризует горючую массу топлива, содержание летучих обычно относят к горючей массе и обозначают L^p . Пересчет содержания лету-

чих L^p в горючей массе на содержание летучих L^p в рабочем топливе производится по формуле

$$L^p = L^z \frac{100 - (W^p + A^p)}{100} \% \quad (102)$$

Различные топлива имеют следующий выход летучих в %:

Антрацит	2—7
Каменный уголь	18—46
Бурый уголь	33—52
Торф	65—75
Древесина	85

Возникновение и развитие процесса горения топлива в значительной степени зависят от качества летучих и характера их выхода. Температура воспламенения топлива зависит от количества летучих и содержания в них легко воспламеняющихся веществ: при увеличении последних температура воспламенения топлив понижается.

Ниже приведена температура воспламенения различных твердых топлив в °C:

Торф	225
Древесина	295
Древесный уголь	350
Бурый уголь	370
Каменный уголь	480
Антрацит	700

Если процесс сухой перегонки осуществляется при температуре 500—550°, то такой процесс называется полукоксованием, а твердый остаток — полукоксом. Если же процесс сухой перегонки происходит при температуре 900—1000°, то такой процесс называется коксованием, а твердый остаток — коксом.

При полукоксовании твердых топлив обеспечивается выход большого количества смол и полукокса, обладающего большой реакционной способностью, т. е. способностью восстанавливать двуокись углерода в окись углерода и водяной пар в водород. Полукоксы содержат 8—12% летучих.

В коксе содержание летучих колеблется в пределах 0,5—1,0%.

После полукоксования и коксования остаются твердые остатки, которые содержат углерод, минеральные примеси (золу), не выделившиеся летучие вещества и влагу.

Таким образом, можно написать:

$$K^p + L^p + W^p = 100\%.$$

где K^p — коксовый остаток в рабочем топливе в %.

Углерод, оставшийся в коксовом остатке, называется нелетучим (C^k). Пренебрегая незначительным содержанием в коксовом остатке водорода, кислорода и других элементов, можно считать, что

$$C^k = K^p - A^p.$$

Так как

$$K^p = 100 - (L^p + W^p),$$

то содержание в рабочем топливе нелетучего углерода можно определить по следующей формуле:

$$C^k = 100 - (A^p + L^p + W^p) \% \quad (103)$$

Зольность коксового остатка

$$A^k = A^p \frac{100}{100 - (W^p + L^p)} \% \quad (104)$$

Твердый остаток, получаемый в результате сухой перегонки древесины, называется древесным углем.

Торфяной кокс и древесный уголь имеют более высокую реакционную способность, чем кокс, получаемый из других твердых топлив.

ХАРАКТЕРИСТИКА ТОПЛИВ, УПОТРЕБЛЯЕМЫХ ДЛЯ ГАЗИФИКАЦИИ

Древесное топливо

В настоящее время древесина является основным видом топлива для тракторных газогенераторов в СССР.

По запасу древесного топлива СССР занимает первое место в мире, имея около 30% всей мировой площади лесов. Отходы древесины при ее переработке могут служить почти неиссякаемым источником топлива для транспортных газогенераторов.

В поперечном разрезе любое дерево имеет следующее строение: в центре находится сердцевина, которую окружает ядро, являющееся собственно древесиной; за древесиной расположена заболонь и затем наружная часть — кора.

Заболонь и древесина (ядро) состоят из клеток, наполненных соком, водой и воздухом. Стенки клеток состоят из клетчатки или целлюлозы $C_6H_{10}O_5$ и скреплены между собой органическим цементом, который называется лигнином $C_{19}H_{24}O_{10}$ и представляет собой смесь различных органических веществ.

Абсолютно сухая древесина содержит 48—54% целлюлозы и 27% лигнина. В древесине сырого дерева целлюлоза и лигнин составляют около 45% всего веса, остальное — древесный сок, представляющий собой почти исключительно воду и минеральные вещества.

Горючей частью древесины являются целлюлоза и лигнин. Так как целлюлоза представляет собой определенное химическое соединение и имеет постоянный состав, а состав лигнина колеблется в очень незначительных пределах, то органическая масса древесины различных пород по химическому составу мало отличается одна от другой. Поэтому при расчетах задаются следующим средним составом органической массы древесного топлива независимо от его породы (в %):

С°	Н°	(О° + N°)
50	6	44

В табл. 9 приведены химический состав и теплотворность органической массы древесины различных пород.

Таблица 9

Состав и теплотворность органической массы древесины различных пород

Порода древесины	Органическая масса				Теплотворность Q_H^0 в ккал/кг
	С°	Н°	О°	N°	
Дуб	50,35	6,05	42,34	1,26	4390
Бук	49,50	6,00	43,59	0,91	4500
Лиственница	50,10	6,30	43,60		4465
Береза	49,30	6,10	43,45	1,15	4460
Ясень	49,20	6,27	43,83	0,70	4410
Сосна	50,20	6,00	43,40	0,40	4560
Ель	49,95	6,40	43,65		4510

Исследования газификации древесины различных пород показали, что состав генераторного газа не зависит от породы древесины.

Теплоемкость древесины колеблется от 0,57 (дуб) до 0,65 ккал/кг°С (сосна и ель).

Содержание влаги W^p в свежесрубленной древесине колеблется от 35 до 61% и зависит от породы, возраста дерева, условий роста, времени его рубки и других факторов. Ниже приведена относительная влажность свежесрубленной древесины различных пород в %:

Хвойные породы	54—61
Мягкие лиственные породы	45—53
Твердые лиственные породы	35—41

В различных частях дерева содержание влаги неодинаково. Наибольшей влажностью отличаются корни, вершина и комель дерева. Содержание влаги в древесине разного возраста также неодинаково: молодая древесина имеет большую влажность, чем старая. Наименее влажной частью является средняя часть ствола.

Действительный удельный вес древесины всех пород колеблется в пределах 1,5—1,6 кг/л.

Зависимость объемного веса от влажности древесины различных пород показана в табл. 10.

Вес 1 м³ влажных дров или чурок может быть определен по следующей формуле:

$$G_w = \frac{100}{100 - W^p} G_{сух}, \quad (105)$$

где $G_{сух}$ — вес 1 м³ абсолютно сухих дров или чурок.

От влажности древесного топлива в значительной степени зависит протекание процесса газификации, теплотворность газа и мощность газового двигателя. При повышенном содержании влаги в древесине резко понижается температура в активной зоне газогенератора, а также теплотворность генераторного газа и мощность двигателя.

Ниже приведены результаты исследований, проведенных в Научно-исследовательском тракторном институте (НАТИ), по влия-

Таблица 10

**Объемный вес древесины различных пород
в зависимости от влажности**

Порода древесины	Объемный вес древесины в кг/л		
	свежесруб- ленной	воздушно- сухой ¹	абсолютно сухой
Дуб	0,96	0,76	0,65
Бук	0,96	0,75	0,64
Лиственница	0,83	0,57	0,49
Ясень	0,85	0,69	0,59
Сосна	0,89	0,54	0,46
Ель	0,83	0,52	0,44
Осина	0,77	0,51	0,43
Береза	0,91	0,64	0,56

¹ За воздушносухую принимают древесину, содержащую 13—15% влаги.

нию влажности березовых чурок на теплотворность генераторного газа (табл. 11) и мощность двигателя.

Таблица 11

**Состав генераторного газа и его теплотворность в зависимости
от влажности древесных чурок**

Влажность чурок в рабочем состоянии в %	Состав генераторного газа в %						Низшая теплотвор- ность газа в ккал/м ³
	CO	H ₂	CH ₄	CO ₂	O ₂	N ₂	
11,0	21,0	15,0	3,6	10,6	0,6	49,2	1333
13,2	16,8	20,7	3,5	12,8	0,4	45,8	1343
16,7	18,0	14,4	3,6	9,0	1,0	54,0	1226
22,6	13,6	17,6	3,0	11,0	0,4	54,4	1125
27,2	9,0	9,7	3,7	16,0	0,4	61,2	839

Зависимость мощности двигателя от влажности древесных чурок, используемых для газификации, следующая:

Влажность чурок в рабочем состоянии в %	11,5	13,2	18,7	22,1	27,5
Эффективная мощность двигателя в л. с.	42	40	36	32	28

Древесное топливо, применяемое для автотракторных газогенераторов, должно быть высушено естественным или искусственным путем до воздушносухого состояния.

Древесину можно сушить естественным путем в любом виде (бревна, поленья, доски, чурки и т. д.); однако при малых размерах древесина будет просыхать значительно быстрее.

Интенсивность естественной сушки древесины определенных размеров зависит от относительной влажности, температуры и скорости движения воздуха. При этом, чем выше температура и скорость движения окружающего воздуха, тем быстрее происходит сушка древесины. С увеличением относительной влажности воздуха скорость сушки уменьшается, а с уменьшением — увеличивается.

Свежесрубленная древесина, находясь на воздухе, постепенно теряет заключающуюся в ней влагу и высыхает. Древесину сушат на воздухе до тех пор, пока не наступит состояние равновесия между влажностью древесины и влажностью окружающего атмосферного воздуха.

Каждому состоянию атмосферного воздуха, характеризующему его температурой и относительной влажностью, соответствует вполне определенная влажность древесины, называемая равновесной влажностью.

Древесина, освобожденная от коры или расколотая, сохнет быстрее, чем с корой и неколотая, так как удаление влаги из неокоренной и неколотой древесины происходит главным образом через торцы вдоль волокон.

Березовые, сосновые и еловые чурки размером 60 × 50 × 50 мм с первоначальной относительной влажностью 33—38% могут быть высушены естественным путем в летнее время в течение 13—17 дней до влажности 11—13%.

Интенсивность сушки древесных чурок в значительной степени зависит от скорости воздуха, омывающего чурки.

Искусственная сушка древесины производится в специальных сушилках.

Древесина по сравнению с другими твердыми топливами содержит незначительное количество золы (0,4—1,0%). Температура плавления древесной золы около 1500°, поэтому зола в активной зоне и в зольнике всегда находится в сыпучем состоянии.

При сухой перегонке 100 кг абсолютно сухой древесины в среднем получают следующие продукты в кг:

Древесного угля	32	Уксусной кислоты	6
Газов	16	Метилового спирта	1
Смола	6	Подсмольной воды	39

Зависимость равновесной абсолютной влажности древесины от относительной влажности воздуха при 20° характеризуется данными, приведенными в табл. 12.

Практически принимают, что нормальному состоянию воздуха (относительная влажность 80% и температура 20°) соответствует равновесная влажность древесины, равная 18%.

На интенсивность естественной сушки древесины в значительной степени влияют окорка бревен и расколка.

Таблица 12

Абсолютная влажность древесины в зависимости от влажности воздуха

Порода древесины	Относительная влажность воздуха в %				
	20	40	60	80	95
Береза . . .	4,2	7,4	11,3	17,0	26,0
Сосна . . .	5,7	9,0	12,7	18,5	26,0

Окоренные бревна лиственных пород при начальной относительной влажности 54,5% через 10 мес. сушки имеют влажность 15—17%, а неокоренные бревна 35—40%.

По данным Центрального научно-исследовательского института механизации и энергетики лесной промышленности (ЦНИИМЭ), березовые дрова после 10-месячной сушки имели в среднем влажность: колотые 22,5%, неколотые 34,7%.

По ГОСТ 2720-44 древесное топливо для газогенераторных автомобилей и тракторов разделяется на три группы:

1-я группа — береза, бук, граб, ясень, клен, вяз, лиственница и ильм;

2-я группа — сосна;

3-я группа — осина, ольха, липа, ель, кедр и пихта.

Применение чурок 3-й группы допускается только в смеси с чурками 1-й группы; при этом содержание чурок 3-й группы в смеси не должно превышать 50% по весу.

Размеры чурок должны быть следующие: длина 4—7 см, толщина и ширина 3—6 см; абсолютная влажность чурок не должна превышать 22%.

Чурки необходимо хранить в крытых складах, чтобы сохранить их качества и предохранить от воздействия атмосферных осадков.

Единицей измерения количества чурок служит насыпной кубический метр. Для перевода насыпных кубических метров чурок в плотные установлен переводной коэффициент, равный 0,5.

При учете чурок по весу вес 1 насыпного кубического метра воздушносухих чурок принимается следующий (в кг):

Граб, ясень	360	Сосна	250
Береза, бук, клен, вяз, лиственница и ильм	320	Ель, ольха, осина, липа, кедр и пихта	220

Древесный уголь

При нагревании древесины выше 350° получается черный древесный уголь, представляющий собой совершенно новое вещество с новыми качествами, отличными от древесины. Количество получаемого древесного угля, химический состав, механическая проч-

ность и его теплотворность зависят главным образом от температуры и скорости обугливания, качества и породы древесины.

Зависимость среднего химического состава древесного березового угля от температуры обугливания показана в табл. 13 (по данным В. А. Коробкина).

Таблица 13

Состав древесного угля в зависимости от температуры обугливания

Температура обугливания в °С	Состав органической части в %			Температура обугливания в °С	Состав органической части в %		
	С°	Н°	(О + N)°		С°	Н°	(О + N)°
110	50,58	6,24	43,18	500	88,99	2,85	8,16
150	50,58	6,87	42,55	600	94,34	2,19	3,47
200	54,5	5,30	40,20	700	95,52	1,64	2,84
250	60,50	4,88	34,62	800	96,94	1,25	1,81
300	72,78	4,28	22,94	900	97,32	0,95	1,73
350	76,11	3,93	19,96	1000	97,65	0,68	1,67
400	80,18	3,51	16,31	1135	98,10	0,30	1,60
450	84,86	3,07	12,07	1150	98,73	0,09	1,18

При повышении температуры обугливания механическая прочность угля сначала уменьшается до минимальной величины при температуре 325—375°; при дальнейшем повышении температуры механическая прочность древесного угля возрастает.

Древесный уголь обычно получают в кучах или в печах различных конструкций.

Удельный и насыпной вес угля, выжженного из древесины различных пород, приведен в табл. 14.

Таблица 14

Удельный и насыпной вес древесного угля

Уголь	Удельный вес	Вес 1 м³ угля в кг при выжигании	
		в печах	в кучах
Еловый	0,215	120	127
Березовый	0,400	175	184

Теплоемкость древесного угля в пределах температуры 0—100° равна 0,2 ккал/кг°С.

Древесный уголь очень быстро поглощает влагу, но освобождается от нее медленно.

Ниже приведена зависимость содержания летучих в древесном угле от температуры выжига:

Температура выжига угля в °С	400	500	600	700
Содержание летучих в %	32,1	16,8	10,2	6,4

Теплотворность древесного угля колеблется от 6800 до 7900 ккал/кг и зависит от температуры выжигания, породы древесины, влажности и способа получения угля. Средние величины теплотворности для различных углей, выжженных из воздушносухой древесины при конечной температуре обугливания 600—800°, приведены в табл. 15

Таблица 15

Теплотворность древесного угля					
Порода древесины	Теплотворность угля в ккал/кг при выжигании		Порода древесины	Теплотворность угля в ккал/кг при выжигании	
	в кучах	в печах		в кучах	в печах
Береза	7842	7278	Бук	7637	—
Ольха	7532	—	Осина	—	7253
Клен черный	7479	—	Ель	—	7556
Граб	7566	—	Кедр	—	7314

Зольность древесного угля изменяется в пределах 1—4% и также зависит от температуры выжигания, способа обугливания и породы древесины, из которой получен уголь.

Древесный уголь является хорошим топливом для газогенераторов, так как он не содержит смол и имеет однородный состав.

К недостаткам древесного угля как топлива для газогенераторов следует отнести малый удельный вес, большую гигроскопичность и хрупкость (разрушение при перевозках).

Согласно ГОСТ 4635-49, древесный уголь для автотракторных газогенераторов должен удовлетворять следующим техническим условиям.

Мелкий уголь должен иметь куски размером 6—20 мм, крупный 21—40 мм.

Мелкий уголь предназначен для газогенераторов горизонтального процесса газификации, а крупный — для газогенераторов прямого и обратного процессов.

Содержание мелочи (для мелкого угля размером менее 6 мм, а для крупного угля менее 20 мм) не должно превышать в угле 5%.

Влажность древесного угля должна быть не более 12%, зольность рабочей массы не более 3%.

Торф и торфяные брикеты

Торф в естественном состоянии представляет собой сильно обводненную смесь различных продуктов разложения растений.

Торф относится к наиболее молодым ископаемым топливам и занимает среднее положение между древесиной и бурым углем.

Относительная влажность торфа в естественном состоянии колеблется от 80 до 95%; воздушносухой торф содержит 25—35% влаги. Торф является весьма гигроскопичным.

Средний состав органической массы торфа зависит от глубины залегания, степени разложения и т. п. и колеблется в следующих пределах (в %):

С°	Н°	О°	Н°
52—64	5—6	30—39	1—4

При увеличении степени разложения и глубины залегания торфа содержание углерода и азота в органической массе торфа увеличивается, а водорода и кислорода уменьшается.

В верховом торфе серы содержится 0,1—0,4%, в низинном 0,2—1%. Содержание летучих в торфе колеблется от 68 до 76%. При сухой перегонке торфа получаются смола, уксусная кислота, кокс и другие продукты. В продуктах сухой перегонки торфа содержатся смолистые вещества, вследствие чего торф можно использовать на транспортных машинах только в газогенераторах обратного процесса газификации.

Зольность верхового торфа колеблется в пределах 1—6%, а низинного 6—20%. Зола торфа плавится при температуре 950—1200°.

При использовании торфа, который содержит большое количество золы с низкой температурой плавления, газификация торфа в транспортных газогенераторах усложняется.

Температура плавления золы, содержащейся в торфе, имеет большее значение для нормального протекания процесса газификации, чем ее количество. Торф с малым содержанием золы с низкой температурой плавления менее пригоден для транспортных газогенераторов, чем многозольный торф с тугоплавкой золой.

При плавлении золы образующийся шлак заполняет пространство в активной зоне и над колосниковой решеткой, вследствие чего нарушается равномерное распределение воздуха по сечению камеры газификации и увеличивается сопротивление движению газов. Кроме того, расплавленная зола, обволакивая частицы топлива, препятствует доступу к ним воздуха, что влечет за собой большие потери топлива в шлаках.

При накоплении шлака в камере газификации уменьшается мощность тракторного двигателя, что вызывает необходимость чаще чистить и перезаряжать газогенератор.

Действительный удельный вес сухого торфа зависит от зольности и степени его разложения и колеблется в пределах 1,3—1,6 кг/л. С повышением степени разложения удельный вес торфа уменьшается, а с увеличением зольности увеличивается.

Объемный вес торфа зависит от влажности, степени разложения и зольности; при увеличении их объемный вес торфа также увеличивается. Для верхового торфа при изменении относительной влажности от 20 до 30% и степени разложения от 30 до 40% объемный вес торфа равен 300—400 кг/м³.

Рабочая теплотворность верхового машиноформовочного торфа при зольности 3—9% и относительной влажности 30—35% составляет 2900—3200 ккал/кг. При повышении степени разложения теплотворность торфа увеличивается.

Теплоемкость абсолютно сухого торфа не зависит ни от вида торфа, ни от степени разложения и равна 0,47 ккал/кг °С.

Теплоемкость влажного торфа тем больше, чем выше влажность. Для тракторных газогенераторов следует применять торф, который удовлетворяет следующим техническим условиям:

Абсолютная максимальная влажность в %	30
Максимальное содержание золы в %	8
Минимальная температура плавления золы в °С	1200
Минимальная степень разложения в %	30
Максимальное содержание серы (общей) в %	0,5
Максимальный размер кусков в мм	70

Указанным требованиям наиболее полно удовлетворяет верховой торф, полученный машиноформовочным способом. Такой торф, спрессованный в кирпичи, имеет хорошую однородную массу и достаточную механическую прочность; в процессе газификации такого торфа образуется небольшое количество мелочи и получается достаточно прочный торфяной кокс.

Естественная подсушка торфа до абсолютной влажности, равной 30%, не всегда возможна; искусственная же подсушка торфа требует больших затрат. При транспортировке торфа получается большое количество отходов (мелочи). Указанные недостатки ограничивают применение кускового торфа в тракторных газогенераторах.

Устранить эти недостатки кускового торфа как топлива для транспортных газогенераторов можно путем брикетирования.

Торфяные брикеты имеют следующие существенные преимущества по сравнению с кусковым торфом:

1. Влажность торфяных брикетов более постоянная и колеблется в пределах $W^p = 12 \div 16\%$.

2. Вес 1 насыпного кубического метра торфяных брикетов значительно выше веса кускового торфа и равен 600—800 кг/м³.

3. Рабочая теплотворность торфяных брикетов также значительно выше (4500—5200 ккал/кг).

4. Торфяные брикеты обладают более высокой механической прочностью.

В настоящее время торфяные брикеты выпускают многие заводы.

Торфяные брикеты, выпускаемые Тоотсинским заводом, имеют следующую характеристику (по данным Всесоюзного теплотехнического института):

Относительная влажность в %	14,4—15,5
Содержание золы в %	4,58
Содержание летучих в %	70,57
Состав горючей массы в %:	$C^2 = 57,65; H^2 = 5,85;$ $O^2 = 33,7; N^2 = 2,4;$ $S^2 = 0,4$
Рабочая теплотворность в ккал/кг	5140
Вес 1 насыпного кубического метра в кг	720
Размер в мм	60×50×20

В настоящее время на торфобрикетных заводах торф брикетируют при давлении 1000—1500 кг/см² без каких-либо связующих добавок.

Полукокс

Полукокс, получающийся в результате сухой перегонки каменного угля при температуре 500—550°, по всем своим свойствам является промежуточным продуктом между углем и коксом.

Средний состав горючей массы каменного угля, полукокса и кокса нормального выжига приведен в табл. 16.

Таблица 16

Состав горючей массы полукокса, кокса и исходного каменного угля

Наименование	Состав горючей массы в %					Содержание летучих V^2 в %
	C^2	H^2	O^2	N^2	S^2	
Каменный уголь	83,2	5,2	8,7	2,1	0,8	39,7
Полукокс	85,9	3,9	7,5	1,9	0,4	6,0—18,0
Кокс	97,8	0,4	—	1,6	0,2	2,1

Смола, получаемая при коксовании при низкой температуре, называется первичной смолой. Эта смола в отличие от обыкновенной состоит из углеводов жирного ряда, и при ее переработке получаются вещества, аналогичные получающимся из нефти — бензин, парафин и смазочные масла. Первичная смола, получающаяся при коксовании при низкой температуре, в большем, чем при обычном коксовании, количестве, является важным сырьем для получения легкого жидкого топлива.

Средние выходы основных продуктов при различных методах коксования каменного угля приведены в табл. 17.

Таблица 17

Выходы основных продуктов коксования каменного угля

Продукты	Выход продуктов в %		
	Коксование при 1100° в газовых ретортах	Коксование при 1100° в коксовых печах	Полукоксование при 500—600°
Газ	26—35	22—27	12—15
Смола	4—5	3—4	8—10
Кокс	60—70	70—75	75—80

Газ, получающийся при коксовании, имеет теплотворность 4000—4850 ккал/м³, а при полукоксовании — до 6670 ккал/м³. Для полукоксования применяют слабоспекающиеся угли Журицкого месторождения и угли Черемховского бассейна.

Средний состав и характеристика журицкого и черемховского полукоксов приведены в табл. 18.

Для тракторных газогенераторов наиболее пригодным является журицкий полукокс, содержащий небольшое количество золы. Так как этот полукокс содержит незначительное количество летучих,

Таблица 18

Состав журицкого и черемховского полукокса

Полукоксы	Состав горючей массы в %					Зола A^c в %	Влага W^p в %	Летучие V^2 в %	Температура плавления золы в °C
	C^2	H^2	O^2	N^2	S^2				
Журицкий	91,2	2,4	3,5	2,3	0,6	7—8	8	8—10	1180
Черемховский	89,3	2,7—2,8	3,9	3,1	0,9—1,0	24—27	4,5—5,0	6—7	1390

то он может быть использован в газогенераторах прямого процесса газификации.

Объемный вес полукокса равен 375—530 кг/м³.

В соответствии с ГОСТ 4597-49 каменноугольный полукоксы для транспортных газогенераторов должен удовлетворять следующим требованиям:

Содержание в %:

влаги W^p Не более 9

золы A^c Не более 8

серы $S_{общ}$ Не более 1

Выход летучих L^2 Не более 9

Размер кусков в мм 10—40

Содержание мелочи (куски размером менее 10 мм)

в % Не более 5

Температура плавления золы Не менее 1100° C

Антрацит

Антрацит по сравнению с другими твердыми топливами содержит мало кислорода и водорода.

Антрацит очень тверд, загорается при высокой температуре, горит без образования дыма с очень коротким пламенем и при этом не спекается.

Средний состав органической массы антрацита следующий (в %):

C^o 94,5—97,5

H^o 1,4—2,7

$(O + N)^o$ 1—3,5

Теплотворность органической массы $Q_n^o = 8000 \div 8300$ ккал/кг.

Рабочая теплотворность донецкого антрацита (для различных районов добычи) составляет 6710—7770 ккал/кг, выход летучих 2,7—8,2%.

Донецкий антрацит классифицируют главным образом по размерам кусков. Существующие сорта и торговые марки антрацитов указаны в табл. 19.

Таблица 19

Характеристика антрацита

Сорт	Марка	Размеры кусков в мм
Плита	АП	Свыше 100
Крупный орех	АК	100—25
Мелкий орех	АМ	25—13
Рядовой со штыбом	АРШ	100—0
Семячко	АС	13—6
Зубок	АЗ	6—3
Штыб	АШ	3—0

Антрацит характеризуется следующими данными:

Содержание влаги в среднем в %	3—5
Содержание золы в %	2—12
Содержание серы в %	1—3
Температура плавления золы в °C	900—1360
Удельный вес	1,4—1,8
Вес 1 насыпного кубического метра в кг	800—1000
Теплоемкость в ккал/кг °C	0,21—0,25

В мелком антраците может содержаться до 20% золы.

По ГОСТ 4578-49 антрацит для транспортных газогенераторов должен удовлетворять требованиям, приведенным в табл. 20.

Таблица 20

Технические требования, предъявляемые к антрациту для газогенераторных автомобилей и тракторов

Антрацит	Содержание в сухой массе в %		Содержание мелочи ¹ в %	Температура плавления золы в °C (не менее)
	золы	серы		
1-го сорта	7	1	5	1250
2-го сорта	10	1,5	5	1250

¹ Содержание кусков размером менее 6 мм.

ТЕОРИЯ ГАЗИФИКАЦИИ

СОВРЕМЕННЫЕ ВЗГЛЯДЫ НА ПРОЦЕСС ГАЗИФИКАЦИИ

В изложенных выше основных положениях кинетики реакций обрисовано значение параметров реакций: температуры, давления, скорости газового потока, диффузии и т. д.

В общем ходе превращения твердого топлива в газообразное, как указывают А. С. Предводителей и др. [30], определяющее значение приобретает процесс горения и газификации углерода, вследствие преобладающего содержания его в целом ряде топлив и особенно в ископаемых углях.

После сушки топлива и сухой перегонки в коксовом остатке топлива, являющемся весьма значительным при газификации тощих топлив, содержится значительное количество тепловой энергии, как это видно из табл. 21.

Таблица 21

Теплотворность коксового остатка топлив

Топливо	Коксовый остаток в %	Относительная теплотворность коксового остатка в %
Антрацит донецкий	96,5	95,0
Бурый подмосковный уголь	55,0	66,0
Торф	30,0	40,5
Древесина	15,0	20,0

Таким образом, изучение реакции углерода с кислородом и выяснение условий, способствующих восстановлению CO_2 и разложению водяного пара, имеют большое значение для понимания процесса газификации топлив.

Как указывает проф. Д. В. Гинзбург [6], предпочтение стадии горения углерода коксового остатка из всего процесса сгорания или газификации топлива не является правильным при газификации влажных крупнокусковых топлив. В этом случае решающей в процессе газификации является сушка топлива, так как она определяет количество влаги, удаляемой из топлива (при прямом процессе газификации), состав коксового остатка и получаемого газа.

Очевидно, что эти соображения не исключают важности указания А. С. Предводителя об определяющем значении процесса горения углерода, так как при всех прочих условиях окисление углерода имеет большое значение и при газификации влажного топлива, тем более, что весь процесс сушки зависит от количества тепла, выделяемого в окислительной зоне. Взаимосвязь этих процессов не исключает необходимости изучения области горения углерода и факторов, влияющих на течение реакции его с кислородом, двуокисью углерода и водяным паром.

Слоевой процесс газификации топлив в настоящее время является наиболее распространенным.

Протекание реакций в слое имеет свои отличительные особенности по сравнению с изучаемыми в лабораторных условиях реакциями при обтекании кусков топлива или так называемом внешнем реагировании и при протекании реакции внутри угольного канала, т. е. внутреннем реагировании.

В слоевом процессе газификации в реальных условиях при течении потока газа реакции совершаются как при внешнем, так и при внутреннем реагировании.

Горение угля в слое в сущности представляет собой суммарный процесс, состоящий из совокупности частных процессов.

Результат реакции в данной точке слоя зависит от положения отдельной частицы топлива и характера обтекающего потока газа. Этот результат не характеризует эффекта, соответствующего данному сечению слоя в целом. Суммарный эффект процесса газообразования в данном сечении слоя является как бы статистическим обобщением многих частных процессов. Интегральный эффект может оказаться весьма устойчивым.

В этих условиях законы передачи тепла и вещества в слое от потока газа к поверхности частиц топлива и обратно представляют собой нечто среднее между закономерностями, установленными при внешнем и внутреннем реагировании.

Порозность m слоя, под которой понимают отношение объема всех межкусковых пространств к полному объему слоя, является характеристикой слоя.

С увеличением порозности растет свободная поверхность частиц топлива, но падает истинная скорость газа.

Для слоя зависимость между критерием подобия, определяющим диффузионный поток частиц газа к поверхности топлива и тепла, т. е. критерием Нуссельта Nu и критерием Рейнольдса Re , определяющим характер движения потока (ламинарный или турбулентный), выражается соотношением

$$Nu = A Re^n. \quad (106)$$

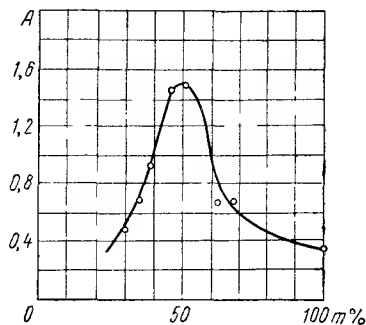
Для слоя из частиц шарообразной формы $n = 0,6$. Величину A , которая зависит от порозности m слоя, берут по графику (фиг. 5).

Следует указать, что скорость газа, входящую в значение критерия Re , берут из расчета на полное сечение слоя.

Величина n в уравнении (106) меньше, чем для случая внутреннего реагирования, для которого принимают $n = 0,8$, и больше, чем для внешнего реагирования, для которого принимают $n = 0,5$.

Как видно из фиг. 5, максимальное значение $A = 1,5$ при порозности слоя $m = 50\%$.

В ходе реакций, как указывалось выше, большое значение имеет величина поверхности. В пористых углях, как, например, в древесном угле, внутренняя поверхность является весьма развитой и в 1000 раз превышает внешнюю поверхность.

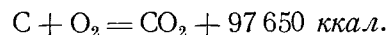


Фиг. 5. Зависимость коэффициента A от порозности m слоя.

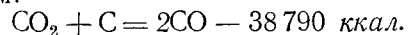
Физико-химическая сущность процесса окисления углерода до самого последнего времени оставалась нераскрытой, что приводило к противоречивым взглядам разных исследователей и к созданию на основе неверных взглядов ошибочных конструкций газогенераторов.

По вопросу о течении реакции углерода с кислородом существовало несколько теорий. Самой старой из них является редуccionная теория, по которой процесс получения окиси углерода происходит в две стадии.

В первой стадии происходит окисление углерода и образование CO_2 по уравнению



Во второй стадии происходит восстановление CO_2 при реагировании с углеродом:



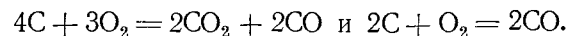
Таким образом, по этой теории продуктом первичной реакции углерода с кислородом является двуокись углерода.

Таких взглядов придерживались Смит (1860 г.), Ланг (1888 г.), Крейзингер (1918 г.) и другие исследователи.

Между тем ряд исследователей — Таннер, Белл (1860 г.), Бейкер (1887—1888 гг.) и несколько позже Диксон, Ауфгейзер и др. — считали, что первичным продуктом реакции является CO , а CO_2 является продуктом окисления CO .

В 1912 г. Рид и Уиллер высказали мнение, что CO и CO_2 получаются одновременно, как результат первичных реакций, и развили теорию физико-химического комплекса C_xO_y , не имеющего определенной структуры, но расщепляющегося на CO и CO_2 подобно химическому соединению.

З. Ф. Чуханов и М. К. Гродзовский в 1936—1937 гг. высказали предположение, что образование CO и CO_2 может быть следствием двух параллельных реакций:



По мнению З. Ф. Чуханова, первая реакция (окисления) протекает интенсивно при низкой температуре — до 800° , а вторая реакция (горения) — при температуре выше 800° .

При этом З. Ф. Чуханов доказывал, что с увеличением скорости дутья можно избежать реакции догорания CO ($2\text{CO} + \text{O}_2 = 2\text{CO}_2$) и увеличить вынос CO , поэтому З. Ф. Чуханов рекомендовал увеличивать линейную скорость дутья выше $0,4\text{—}0,5 \text{ м/сек}$, относя ее к свободному сечению слоя.

Более глубокими исследованиями Х. И. Колодцева [30] в 1940 г. было установлено, что в процессе газообразования в слое большое

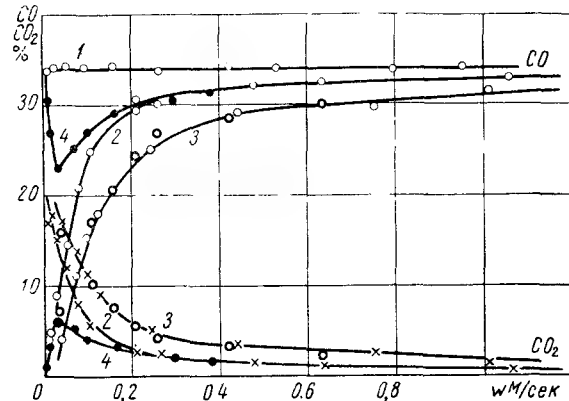
значение имеет реакция восстановления CO_2 и что результат реакций в слое зависит от температурного режима сгорания. Комбинируя высоту слоя и внешний обогрев (до 1100°), Х. И. Колодцеву удалось доказать (фиг. 6), что можно создать условия, когда при любой скорости дутья достигается максимальное значение CO (кривая 1). Кроме того, ему удалось установить, что с изменением условий теплообмена слоя с окружающей средой (при введении изоляции или электрообогрева экспериментальных трубок) увеличение содержания CO в газе (или, соответственно, уменьшение содержания CO_2) замедляется с увеличением скорости дутья (кривые 2 и 3).

Комбинируя тепловой режим и высоту слоя, можно показать в известном интервале малых скоростей дутья, что содержание CO не только не увеличивается, но даже снижается, а содержание CO_2 в том же интервале скоростей увеличивается (кривые 4).

Эти факты убедили в том, что в процессе газообразования в слое большое значение имеет реакция восстановления, при этом протекание ее вполне возможно при значительном форсировании процесса, что ранее отрицалось редуccionной теорией.

Х. И. Колодцев [30] в своих работах установил также, что состав газа, выходящего из слоя, не соответствует истинному составу продуктов первичного газообразования в кислородной зоне, а в значительной мере зависит от теплового режима слоя, что и определяет возможность протекания восстановительных процессов. Температурный режим сгорания полностью определяет результаты реакций газообмена в слое.

Х. И. Колодцев [30] в своих работах установил также, что состав газа, выходящего из слоя, не соответствует истинному составу продуктов первичного газообразования в кислородной зоне, а в значительной мере зависит от теплового режима слоя, что и определяет возможность протекания восстановительных процессов. Температурный режим сгорания полностью определяет результаты реакций газообмена в слое.



Фиг. 6. Зависимость состава¹ газа и его температуры от линейной скорости воздушного дутья при различных тепловых условиях слоя.

¹ Здесь, как и в дальнейшем, состав газа приведен в объемных процентах.

Х. И. Колодцевым [30] были вскрыты недостатки методики опытов Н. А. Каржавиной, послуживших основанием для теории высокоскоростной газификации, развивавшейся З. Ф. Чухановым и М. К. Гродзовским.

ГАЗООБРАЗОВАНИЕ В СЛОЕ

При газификации поток газов в слое распределяется неравномерно вследствие порозности кусков топлива и наличия макропор в кусках.

Размеры кусков топлива и камеры газификации имеют большое значение как для структуры всего слоя, так и для распределения потока. В самом ходе горения укладка слоя и газопроницаемость его меняются. Поэтому протекание объемных и поверхностных реакций различно в разных точках слоя.

Как показали опыты Х. И. Колодцева, поступающий с потоком воздуха кислород расходуется интенсивно в лобовой части первого ряда частиц слоя, в котором кислород проникает к поверхности частиц, вследствие чего при горении создается высокая температура. Продукты реагирования кислорода с углеродом отходят от поверхности топлива через застойную пленку. Образовавшаяся при этом окись углерода встречает вновь поступающий кислород, реагирует с ним в пленке и сгорает до двуокиси углерода.

При большой скорости потока, обтекающего отдельную частицу, возможен вынос в тыльную часть частицы окиси углерода и догорание ее там. Но при этом вероятен и вынос недогоревшей окиси углерода при малом времени нахождения CO и O_2 вблизи горячей частицы.

Такой вынос CO менее вероятен в слое, в котором происходит измельчение сгорающих частиц угля первого ряда, образующих сплошную пористую массу, особенно благоприятствующую восстановлению CO_2 . Это явление усиливается при увеличении скорости дутья, что увеличивает выход CO из кислородной зоны.

Активность топлива способствует возрастанию температуры с форсированием дутья, что благоприятствует протеканию реакций восстановления CO_2 . С повышением реакционной способности в большей мере сказываются внешние геометрические размеры частиц. В этом случае реакция протекает главным образом на внешней доступной поверхности топлива, а не внутри пор частиц.

В своей последней работе Н. А. Каржавина [13] также признает, что в процессе газификации реакция восстановления двуокиси углерода имеет большое значение.

Аналитическое описание процесса газобразования в слое

Аналитическое решение вопроса о протекании процесса газобразования в слое разработано А. С. Предводителевым. Им принята определенная модель реальной структуры слоя по теории фильтрации.

Представим себе элементарный объем $s dz$, заполненный короткими угольными цилиндриками с сечением σ_1 и полыми трубочками

с исчезающе тонкими стенками и сечением $\sigma = \pi R^2$. Направление осей трубочек и цилиндров полагаем параллельными оси Z , расположенной вдоль потока газа в слое. В таком виде структура слоя является идеальной. Для перехода к реальному слою введем две характерные для него величины: порозность m и просвет n , что позволяет оценить степень заполнения объема.

Уравнение, характеризующее порозность m слоя, можно написать в следующем виде:

$$m = \frac{s dz - N_1 \sigma_1 dz}{s dz} = 1 - \frac{N_1 \sigma_1}{s}, \quad (107)$$

где N_1 — число угольных цилиндров в объеме $s dz$.

Обозначим через N число полых трубочек в том же объеме, тогда величина просвета

$$n = \frac{N \sigma}{s}. \quad (108)$$

При аналитическом решении задачи предполагают, что реакция может протекать как на внешней поверхности, так и внутри пористой массы углерода.

В соответствии с этим накопление газа в объеме слоя будет равно сумме количества любого газа, появившегося или исчезнувшего в единицу времени в объеме пор слоя ($N \sigma dz$), и количества газа внутри угольной массы в объеме $N_1 \sigma_1 dz$.

При этом количество газа, накопившегося в объеме слоя,

$$Q = w \frac{dc}{dz} N \sigma dz + w_1 \frac{dc}{dz} N_1 \sigma_1 dz, \quad (109)$$

где w — скорость течения газа через трубочки (фильтрационная скорость);

w_1 — скорость движения газа в пористой массе;

$\frac{dc}{dz}$ — скорость изменения концентрации газа по высоте слоя.

Заменив в этом уравнении $N \sigma$ и $N_1 \sigma_1$ через соотношения (108) и (107), можно написать, что

$$Q = w \frac{dc}{dz} n s dz + w_1 \frac{dc}{dz} (1 - m) s dz = [nw + (1 - m) w_1] s \frac{dc}{dz} dz.$$

Отнеся количество газа Q к единице объема, получим

$$q = \frac{Q}{s dz} = [(1 - m) w_1 + nw] \frac{dc}{dz}. \quad (110)$$

Рассмотрим далее, как расходуется кислород, предположив, что реакция его с углеродом происходит на поверхности трубочек и внутри массы угольных цилиндров.

Расход газа на единицу длины слоя

$$Q_f = N \alpha_f s, \quad (111)$$

где α_f — суммарная константа скорости химической реакции на поверхности;

p — длина окружности трубочки;

c — концентрация газа.

Отнеся количество газа Q_f к единице поверхности s , получим

$$q_f = \frac{Q_f}{s} = \frac{N}{s} p \alpha_f c. \quad (112)$$

Воспользовавшись соотношением (108), обозначив через R радиус трубочек, можно преобразовать уравнение (112) и привести его к следующему виду:

$$q_f = \frac{2n}{R} \alpha_f c. \quad (113)$$

Расход газа внутри угольных цилиндров может быть определен следующим образом.

Для расхода Q_i газа на единицу длины внутри угольных цилиндров можно написать следующее уравнение:

$$Q_i = N_1 \sigma_1 \alpha_i c, \quad (114)$$

где α_i — суммарная константа скорости химического процесса внутри угольной массы.

Отнеся Q_i к единице объема слоя, найдем

$$q_i = \frac{Q_i}{S} = (1 - m) \alpha_i c. \quad (115)$$

Общий расход газа на единицу объема, вследствие химических реакций в слое, выразится уравнением

$$q = q_f + q_i = \left[\frac{2n}{R} \alpha_f + (1 - m) \alpha_i \right] c. \quad (116)$$

По закону сохранения вещества количества накопившегося в объеме слоя газа [уравнение (110)] и израсходованного [уравнение (116)] должны быть равны между собой. Отсюда следует, что

$$\frac{dc}{dz} = - \frac{(1 - m) \alpha_i + \frac{2n}{R} \alpha_f}{nw + (1 - m) w_1} c.$$

Преобразуя это выражение, получаем основное уравнение для изменения концентрации газа по высоте

$$\frac{dc}{dz} = - \frac{\alpha_i + \frac{n}{1 - m} \frac{2}{R} \alpha_f}{w_1 + \frac{n}{1 - m} w} c. \quad (117)$$

В этом уравнении неопределенной величиной для реального слоя является величина R . Ее можно заменить через радиус r частицы (радиус основания угольного цилиндра), пользуясь выражением для удельного секундного расхода газа при перепаде давления, равном единице, и полагая, что угольные цилиндрики газонепроницаемые.

В этом случае удельный расход

$$g = \frac{r^2}{\mu} \cdot \frac{n^2}{36(1 - m)}, \quad (118)$$

где μ — динамическая вязкость газа.

По закону Пуайзеля для труб при перепаде давления, равном единице, удельный расход газа в секунду

$$g = \frac{R^2}{8\mu}. \quad (119)$$

Из совместного решения уравнений (118) и (119) следует, что

$$R = r \frac{n}{3} \sqrt{\frac{2}{1 - m}}. \quad (120)$$

Подставив полученное выражение в основное уравнение (117), получим

$$\frac{dc}{dz} = - \frac{\alpha_i + \sqrt{\frac{2}{1 - m}} \cdot \frac{3}{r} \alpha_f}{w_1 + \frac{n}{1 - m} w} c. \quad (121)$$

Это уравнение может быть представлено в следующем виде:

$$\bar{w} \frac{dc}{dz} = - \alpha c. \quad (122)$$

Левая часть уравнения (122) представляет собой количество газа, накапливающегося в единице объема за единицу времени, вследствие конвективного переноса, а правая часть определяет количество образующегося газа в зависимости от скорости химических реакций.

При изотермическом ходе процесса вектор $\bar{w}$ не является функцией места, в связи с чем можно написать

$$\frac{dc}{d\left(\frac{z}{w}\right)} = - \alpha c.$$

Но отношение $\frac{z}{w} = \tau$ имеет размерность времени и поэтому данное уравнение формально можно трактовать как уравнение химической кинетики

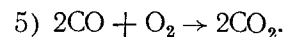
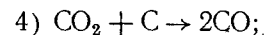
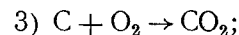
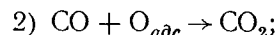
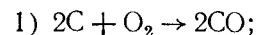
$$\frac{dc}{d\tau} = - \alpha c. \quad (123)$$

В уравнении (123) величину α надо рассматривать не как константу скорости химической реакции, а как коэффициент, который определяет не только химическую кинетику процесса, но и зависит от ряда физических факторов. Для того чтобы разрешить задачу газообразования в слое, необходимо связать основное уравнение (121) с химической схемой протекания процесса.

Химический процесс реагирования углерода с кислородом в слое протекает весьма сложно, и поэтому трудно определить первичный состав продуктов газообразования в условиях слоевого процесса [30].

В условиях слоевого процесса получаем интегральный эффект элементарных микрореакций, которые не представляется возможным разделить.

В соответствии с этим для аналитического описания процесса необходимо остановиться на некоторой суммарной химической схеме, приведенной ниже. В данной схеме учтены различные связи исходных и конечных продуктов газообмена:



Во втором уравнении символом $O_{адс}$ обозначен кислород, адсорбированный на поверхности углерода.

В предложенной схеме первую, вторую, третью и четвертую реакции можно рассматривать как реакции поверхностного реагирования в гетерогенном процессе.

Гомогенная, пятая реакция представляет собой процесс догорания окиси углерода за счет диффузионного кислорода. Эта реакция должна происходить в свободном объеме, и вряд ли в условиях слоевого процесса можно допустить, что СО будет проникать в глубь свободного объема, а не догорать вблизи поверхности.

О. А. Цуханова [30] специальными экспериментами по исследованию горения углеродного канала доказала (при добавлении не более 0,062% иода, задерживающего реакцию сгорания $CO + O_2$ и повышающего температуру воспламенения СО с 700 до 928°), что образование СО на поверхности возможно и что этот газ не может проникнуть далеко вглубь, а догорает вблизи поверхности.

Поэтому при слоевом процессе трудно определить, является CO_2 следствием прямого реагирования O_2 с углеродом или результатом догорания СО. Вследствие этого при аналитическом решении интегральной химической схемы можно не усложнять расчет введением пятой реакции. В таком случае схема, состоящая из первых четырех реакций, отражает гетерогенный процесс, в котором скорость реакции определяется по первому порядку, т. е. по концентрации реагирующего компонента в первой степени. Это приводит к тому, что система дифференциальных уравнений получается линейной.

В первом, втором, третьем и четвертом уравнениях кислород расходуется на образование СО и CO_2 . Следовательно, суммарный

коэффициент должен быть разбит на две части. Таким образом, уравнение для расхода кислорода будет состоять из двух слагаемых:

$$\frac{dc_x}{dz} = - \left(\frac{a_{1i} + \sqrt{\frac{2}{1-m}} \cdot \frac{3}{r} a_{1f}}{w_1 + \frac{n}{1-m} w} + \frac{a_{2i} + \sqrt{\frac{2}{1-m}} \cdot \frac{3}{r} a_{2f}}{w_1 + \frac{n}{1-m} w} \right) c_x, \quad (124)$$

где c_x — действующая объемная концентрация кислорода;
 a_{1f} и a_{2f} — коэффициенты, характеризующие скорость образования соответственно СО и CO_2 из кислорода на поверхности угля;

a_{1i} и a_{2i} — аналогичные коэффициенты, характеризующие скорость образования СО и CO_2 внутри угольной массы.

Введя обозначения:

$$\alpha_1 = \frac{a_{1i} + \sqrt{\frac{2}{1-m}} \cdot \frac{3}{r} a_{1f}}{w_1 + \frac{n}{1-m} w} \quad (125)$$

и

$$\alpha_2 = \frac{a_{2i} + \sqrt{\frac{2}{1-m}} \cdot \frac{3}{r} a_{2f}}{w_1 + \frac{n}{1-m} w}, \quad (126)$$

напишем уравнение (124) в следующем виде:

$$\frac{dc_x}{dz} = - (\alpha_1 + \alpha_2) c_x. \quad (127)$$

По этому уравнению можно определить суммарные эффекты образования СО и CO_2 в области расходования кислорода на поверхности и в непосредственной близости от нее.

Учитывая полностью всю химическую схему реагирования углерода (первые четыре реакции), можно написать уравнения, соответствующие образованию CO_2 и СО. При этом должен быть учтен процесс образования СО в результате восстановления CO_2 при вынужденной диффузии из газового потока к поверхности угля по четвертой реакции, характеризуемый коэффициентом газообмена χ . Также должен быть учтен процесс догорания СО вблизи поверхности углерода за счет адсорбированного, а не диффузионного кислорода по второй реакции (характеризуемой коэффициентом газообмена γ).

Именно поэтому коэффициент γ не входит в уравнение (127), по которому определяют расход диффузионного кислорода.

С учетом этих процессов уравнение образования CO_2 может быть представлено в следующем виде:

$$\frac{dc_2}{dz} = \alpha_2 c_x - \chi c_2 + \gamma c_1, \quad (128)$$

а уравнение образования СО

$$\frac{dc_1}{dz} = \alpha_1 c_x + X c_2 - \chi c_1, \quad (129)$$

где c_1 — концентрация СО;

c_2 — концентрация CO_2 .

Аналогично α_1 и α_2 коэффициенты X и χ выражаются следующими уравнениями:

коэффициент реакционного газообмена образования СО путем восстановления CO_2 по четвертой реакции

$$X = \frac{X_t + \sqrt{\frac{2}{1-m}} \cdot \frac{3}{r} X_f}{w_1 + \frac{n}{1-m} w}; \quad (130)$$

коэффициент реакционного газообмена образования CO_2 по второй реакции

$$\chi = \frac{\chi_t + \sqrt{\frac{2}{1-m}} \cdot \frac{3}{r} \chi_f}{w_1 + \frac{n}{1-m} w}. \quad (131)$$

В реальных условиях коэффициент χ может оказаться равным нулю из-за отсутствия адсорбированного кислорода.

Интегрирование уравнений (127) — (129) может быть выполнено при условии, что $c_1 = c_2 = 0$ и $c_x = c_0$ при $z = 0$. Через c_0 обозначена начальная концентрация кислорода.

Учитывая при интегрировании уравнение баланса кислорода

$$c_0 = c_x + c_2 + 0,6, \quad (132)$$

получим следующие уравнения для изменения концентрации веществ по высоте слоя z :

1) для кислорода O_2

$$c_x = c_0 e^{-(\alpha_1 + \alpha_2)z}; \quad (133)$$

2) для двуокиси углерода CO_2

$$c_2 = c_0 \left[\left(\frac{\mu}{\delta - \eta} - \frac{\chi}{\eta} \right) e^{-\eta z} - \frac{\mu}{\delta - \eta} e^{-\delta z} + \frac{\chi}{\eta} \right]; \quad (134)$$

3) для окиси углерода СО

$$c_1 = \frac{c_0}{0,6} \cdot \left[\frac{\eta - \chi}{\eta} - \left(\frac{\mu}{\delta - \eta} - \frac{\chi}{\eta} \right) e^{-\eta z} + \left(\frac{\mu}{\delta - \eta} - 1 \right) e^{-\delta z} \right]. \quad (135)$$

В этих уравнениях $\delta = \alpha_1 + \alpha_2$, $\mu = \alpha_1 - \chi$ и $\eta = X - \chi$.

С помощью полученных уравнений можно вычислить состав газа на различном уровне топливного слоя при условии, что известны значения коэффициентов α_1 , α_2 , X и χ .

Значения этих коэффициентов экспериментально установил Х. И. Колодцев в 1939—1940 гг. во Всесоюзном теплотехническом институте имени Ф. Э. Дзержинского (ВТИ). При достаточно большом сечении порозность $m = 0,5$, а просвет $n = 0,2$, и эти величины не зависят от размеров кусков топлива [30].

Экспериментальные данные по изучению газообразования в слое

В опытах физико-технической лаборатории ВТИ, проводившихся с целью изучения процесса горения углерода в специальной камере с охлаждаемыми водой стенками, был принят целый ряд мер для устранения искажения явлений при газообразовании в слое.

Диаметр D и диаметр угольных частиц d были выбраны таким образом, чтобы отношение $\frac{D}{d} > 20$; при этом исключается влияние размера камеры на порозность слоя.

Пробы газа для закаливания¹ отбирали через охлаждаемую водой трубку, на конце которой имеется узкая щель шириной 0,1 мм для исключения догорания СО в трубке. В трубке диаметром 0,5 мм распространение пламени СО не происходит.

Щель в трубке была достаточной длины и охватывала ряд частиц, что исключало точечный характер отбора проб и давало средний состав газа в данном слое.

Опыты производили с электродным углем, содержащим 98,63 % углерода, 1,01 % золы и 0,05 % влаги. Ряд опытов был проведен с древесным углем, антрацитом и подмосковным углем.

Исследования вели с переменной высотой слоя в камере вследствие выгорания его сверху вниз. Начальная высота слоя была равна 70 мм до газоотборной трубки, а общая высота слоя до выходной решетки была более 120 мм.

Каждая проба газа, взятая по времени выгорания слоя, соответствовала различной высоте слоя, что давало основание рассматривать пробу не только в функции времени, но и в функции высоты слоя.

Значения измеряемой одновременно температуры в определенных точках слоя также можно рассматривать как функцию не только времени, но и как функцию высоты слоя, что позволило проследить влияние температуры на изменение качества газа.

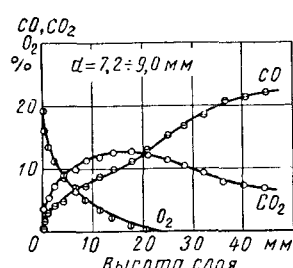
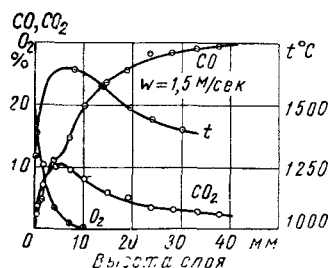
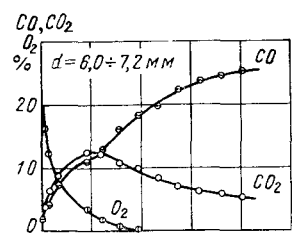
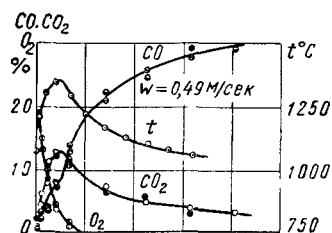
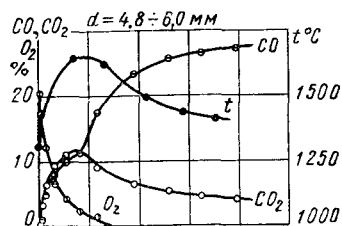
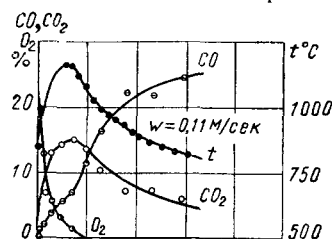
На фиг. 7 даны результаты исследования динамики газообразования в слое при неизменной величине кусков электродного угля ($d = 2,6 \div 3,7$ мм) при скорости дутья, равной 0,11; 0,49 и 1,5 м/сек (холодное дутье отнесено ко всему сечению камеры).

На фиг. 8 изображены результаты исследования динамики газообразования в слое при различной величине кусков угля ($d = 4,8 \div 6,0$; $6,0 \div 7,2$ и $7,2 \div 9,0$ мм) при постоянной скорости дутья $v = 1,5$ м/сек.

¹ Закаливанием газа называется интенсивное охлаждение засасываемого газа, что исключает возможность догорания в нем горючих газов.

При рассмотрении экспериментальных данных изменения объемного состава CO , CO_2 и O_2 и температуры можно сделать вывод о закономерном изменении состава газа в зависимости от высоты слоя, скорости дутья и размеров кусков угля.

По мере расходования кислорода происходит образование обоих окислов CO и CO_2 одновременно.



Фиг. 7. Динамика газообразования в слое электродного угля.

Фиг. 8. Динамика газообразования в слое при различной величине кусков угля при постоянной скорости дутья $w = 1,5 \text{ м/сек}$.

При уменьшении концентрации кислорода до 2–4% концентрация CO_2 достигает максимума и затем начинает интенсивно снижаться. В то же время количество CO начинает возрастать соответственно скорости исчезновения CO_2 .

Таким образом, в процессе газообразования в слое можно выделить две зоны горения углерода: первую зону — потребления кислорода, так называемую кислородную зону, и вторую — восстановления CO_2 .

Переход из одной зоны в другую происходит непрерывно, что показывает возможность параллельного реагирования O_2 и CO_2 с углеродом в конце кислородной зоны.

Характер изменения температуры также подтверждает наличие двух зон в слое и максимума температуры, соответствующей моменту полного израсходования кислорода в конце кислородной зоны и максимальному содержанию двуокси углерода.

Снижение температуры после достигнутого максимума при одновременном уменьшении концентрации CO_2 подтверждает наличие эндотермической реакции восстановления.

Изменение температуры в кислородной зоне зависит от условий теплоотдачи слоя в окружающую среду зеркалом горения.

Стенки камеры, являющиеся экранами, имеют большое влияние на распределение температуры в кислородной зоне.

По мере форсирования процесса температура в кислородной зоне повышается до 1670° при скорости дутья 2 м/сек и определяется потерями тепла на излучение.

Специальная проверка показала, что охлаждение боковых стенок камеры не влияет на температуру основной массы горящего слоя. Перепад температур наблюдался около стенок в слое толщиной не более 12 мм при диаметре камеры 170 мм .

Исследование далее показывает, как это видно из фиг. 7, что при форсировании скорости дутья с $0,11$ до $1,5 \text{ м/сек}$ длина кислородной зоны не изменяется, в то время как крупность фракции угля оказывает заметное влияние на длину зоны. На фиг. 8 отчетливо видно, что с увеличением размеров кусков угля длина зоны потребления кислорода увеличивается.

Средняя длина кислородной зоны равна трем диаметрам¹ кусков угля. Зона восстановления также изменяется в зависимости от размеров кусков угля. Длина зоны восстановления в 4 раза больше длины кислородной зоны, т. е. равна 12 диаметрам кусков угля. Общая длина активного слоя составляет 15 диаметров кусков угля.

Эти выводы оказались справедливыми не только для электродного угля, но довольно близкими по значениям и для антрацита, для которого длина кислородной зоны равна двум с половиной диаметрам частиц топлива, а длина восстановительной зоны в 3–4 раза больше длины кислородной зоны.

Для углей более активных, с большей реакционной способностью, как, например, для древесного и подмосковного углей, экспериментально было установлено, что длины кислородной и восстановительной зон соизмеримы и равны приблизительно диаметрам частиц угля для каждой зоны.

Следует обратить внимание, что максимальное расходование кислорода (от 21 до 11–13%) наблюдается в первом ряду частиц угля (фиг. 8).

При подогреве дутья и обогащении его кислородом длина кислородной и восстановительной зон также уменьшалась. Дальнейшие опыты Х. И. Колодцева, проводившиеся при различном содержании кислорода в дутье (10,5–41,5%) и подогреве воздуха до температуры 600° показали, что отношение продуктов реагирования

¹ Под диаметром куса угля понимается наибольший размер куса.

CO : CO₂ в кислородной зоне зависит от температурного режима сгорания.

Два основных фактора процесса — скорость дутья и температура — взаимно связаны, при этом, как показали исследования, отношение CO : CO₂ независимо от скорости дутья подчиняется общей температурной зависимости типа Аррениуса

$$\frac{CO}{CO_2} = \text{const} = \frac{\alpha_1}{\alpha_2} = k e^{\frac{\epsilon_1 - \epsilon_2}{RT}}, \quad (136)$$

где α_1 и α_2 — коэффициенты реакционного газообмена при образовании соответственно CO и CO₂;

ϵ_1 и ϵ_2 — температурные показатели суммарных процессов образования CO и CO₂;

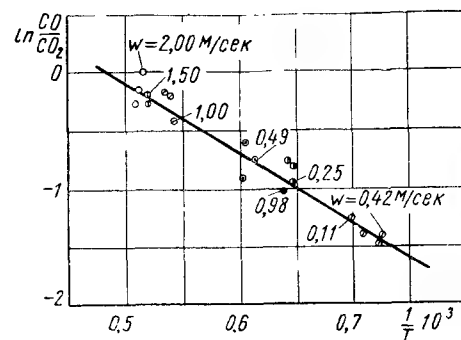
k — константа скорости реакции.

В выражении (136) показатели ϵ_1 и ϵ_2 отражают не только химические характеристики процесса, а представляют более общие выражения, охватывающие влияние и физических условий течения реакции.

Разность показателей ϵ_1 и ϵ_2 может быть весьма близкой к действительной разности энергии активации.

На фиг. 9 в координатах $\ln \frac{CO}{CO_2}$ и $\frac{1}{T}$ изображена зависимость состава газа в кислородной зоне от температуры.

На этой фигуре черным кружком обозначен результат, относящийся к опытам, проведенным с пониженной кон-



Фиг. 9. Зависимость состава газа в кислородной зоне от температуры.

центрацией кислорода в дутье. Уменьшение содержания кислорода достигали увеличением концентрации азота.

Как видно из фиг. 9, точки, нанесенные по результатам опытов, укладываются в общую температурную зависимость, несмотря на резкое отличие скоростных режимов, соответствовавших, вследствие различного содержания кислорода, одинаковым температурным условиям.

При этом было установлено, что на образование окислов углерода в кислородной зоне влияет главным образом температурный, а не скоростной фактор.

Кривые, изображенные на фиг. 7, показывают, что достигаемое при выходе из слоя содержание CO, равное 30%, получается в значительной мере в результате восстановления, так как к моменту достижения максимального значения CO₂ и началу восстановления ее концентрация CO в газе никогда не превышает 12—13%. Тем самым выявляется важнейшее значение зоны восстановления в образовании CO.

При высокой температуре сгорания форсирование процесса путем увеличения скорости дутья не влияет на состав отходящих из рабочей части слоя газов. С изменением скорости дутья от 0,11 до 1,5 м/сек отношение CO : CO₂ остается в пределах 30 : 2,5; при этом длина зоны восстановления, так же как и кислородной зоны, не зависит от форсирования процесса.

При обогащении дутья кислородом температура повышается до 1500—1700° и длина восстановительной зоны уменьшается до величин, близкой к длине кислородной зоны.

Эти опыты позволили по-новому оценить данные опытов М. К. Гродзовского и З. Ф. Чуханова. Наблюдавшаяся в опытах этих исследователей зависимость состава газа от скорости дутья для топлив различных видов объясняется не «выносом» окиси углерода, а тепловыми условиями процесса, которые определяют протекание восстановительной реакции.

После математической обработки и анализа опытных данных стало очевидным соответствие теоретического решения А. С. Предводителя о газообразовании в слое экспериментальным данным Х. И. Колодцева при допущении, что $\chi = 0$ и $\alpha_1 - X \ll \alpha_2$.

В этом случае дифференциальные уравнения (127) — (129) изменения концентрации O₂, CO₂ и CO по высоте слоя принимают следующий более простой вид:

1) для кислорода O₂

$$\frac{dc_x}{dz} = -(\alpha_1 + \alpha_2) c_x; \quad (137)$$

2) для двуокиси углерода CO₂

$$\frac{dc_2}{dz} = \alpha_2 c_x - X c_2; \quad (138)$$

3) для окиси углерода CO

$$\frac{dc_1}{dz} = \alpha_1 c_x + X c_2. \quad (139)$$

Интегрирование этих уравнений при условии, что при $z = 0$, $c_1 = c_2 = 0$ и $c_x = c_0$ с учетом тождества на основании баланса кислорода $c_0 = c_x + (1 + \beta) c_2 + (0,6 + \beta) c_1$ и с отбрасыванием величины $\alpha_1 X$, значительно меньшей, чем α_2 , позволяет получить следующие решения уравнений:

$$\left. \begin{aligned} c_x &= c_0 e^{-(\alpha_1 + \alpha_2) z}; \\ c_2 &= c_0 e^{-Xz}; \\ c_1 &= \frac{c_0 - c_x - (1 + \beta) c_2}{0,6 + \beta}. \end{aligned} \right\} \quad (140)$$

Эти решения полностью соответствуют опытным данным Х. И. Колодцева.

Значение $\psi = \alpha_1 + \alpha_2$ зависит от размера кусков угля и мало зависит от температуры.

Для кусков угля размером от 2,6—3,7 до 7,2—9 мм величина ψ меняется от 0,40 до 0,18 при изменении скорости воздушного дутья соответственно от 0,11 до 2,0 м/сек.

Величина X изменяется в зависимости от режима процесса и изменения размеров кусков угля. С увеличением кусков угля от 2,6—3,7 до 7,2—9,0 мм при скорости дутья 0,11 м/сек величина X уменьшается от 0,039 до 0,012; с повышением скорости воздушного дутья при кусках размером 2,6—3,7 мм величина X увеличивается от 0,039 до 0,090.

Произведенные Х. И. Колодцевым расчеты коэффициентов реакционного газообмена для процесса восстановления CO_2 показали, что значение X_i — коэффициента реакционного газообмена, учитывающего реагирование внутри угольной массы, ничтожно мало, и поэтому можно принять, что $X_i = 0$. Основанием для этого послужила полученная экспериментальным путем зависимость $X = f\left(\frac{1}{r}\right)$, которая имеет линейный характер. При $\frac{1}{r} = 0$ $X = 0$; это означает, что уравнения (130) и (131) могут быть написаны в следующем виде:

$$X = A + \frac{B}{r}, \quad (141)$$

где

$$A = \frac{X_i}{w_1 + \frac{n}{1-m} w} = 0.$$

Из этого следует, что $X_i = 0$, т. е. можно считать, что реакция восстановления CO_2 протекает в основном на внешней поверхности углерода.

Анализ экспериментальных данных показал, что коэффициент реакционного газообмена для образования CO

$$\alpha_{1f} = 10,8 \cdot 10^3 e^{-\frac{41000}{RT}}, \quad (142)$$

а для образования CO_2

$$\alpha_{2f} = 0,6 \cdot 10^3 e^{-\frac{29001}{RT}}. \quad (143)$$

Эти данные действительны для электродного угля.

На основании подробного математического анализа экспериментальных данных коэффициентов реакционного газообмена α_{1f} и α_{2f} в кислородной области можно сделать вывод, что при большой концентрации кислорода в начале слоя образование CO в результате реакции углерода и диффузионного кислорода превалирует над реакцией восстановления CO_2 и отношение концентраций $\text{CO} : \text{CO}_2$

пропорционально отношению коэффициентов реакционного газообмена:

$$\frac{c_1}{c_2} = \frac{\alpha_1}{\alpha_2}. \quad (144)$$

Данное соотношение возможно, если допустить, что в некоторой области кислородной зоны $X = 0$, т. е. процесс восстановления CO_2 практически отсутствует.

По опытам Х. И. Колодцева отношение $\text{CO} : \text{CO}_2$ в кислородной зоне в зависимости от концентрации O_2 является линейным. В конце зоны расходования кислорода отношение $\text{CO} : \text{CO}_2$ близко к единице.

В восстановительной зоне отношение $\text{CO} : \text{CO}_2 = 5 \div 10$, что определяет результат газообразования в слое и показывает влияние процесса восстановления в общем течении процесса газификации.

В общем виде расчетные уравнения для процесса газообразования в слое могут быть представлены в следующем виде:

$$\left. \begin{aligned} \ln \frac{c_x}{c_0} &= -\frac{3 \sqrt{2(1-m)} z}{wnr} (\alpha_{1f} + \alpha_{2f}); \\ \ln \frac{c_0 + c_x}{c_0} &= \frac{3 \sqrt{2(1-m)} z}{wnr} X_f; \\ c_1 &= \frac{c_0 - c_x - (1+\beta) c_2}{0,6 + \beta}. \end{aligned} \right\} \quad (145)$$

Для расчета газообразования в слое любого топлива при прямом процессе газификации необходимо иметь данные о величине поверхностных констант α_{1f} , α_{2f} , X_f , а также данные о зависимости их от температуры. Эти величины определяются значениями температурных показателей и абсолютных констант.

Уравнения (145) выведены без учета изменения температуры в слое, имеющей значение главным образом для восстановительной зоны, в которой происходит наиболее интенсивный спад температуры.

Таким образом, исследования газообразования в слое, проведенные в последние годы, раскрыли картину процесса и показали важнейшие факторы, влияющие на процесс газификации при воздушном дутье.

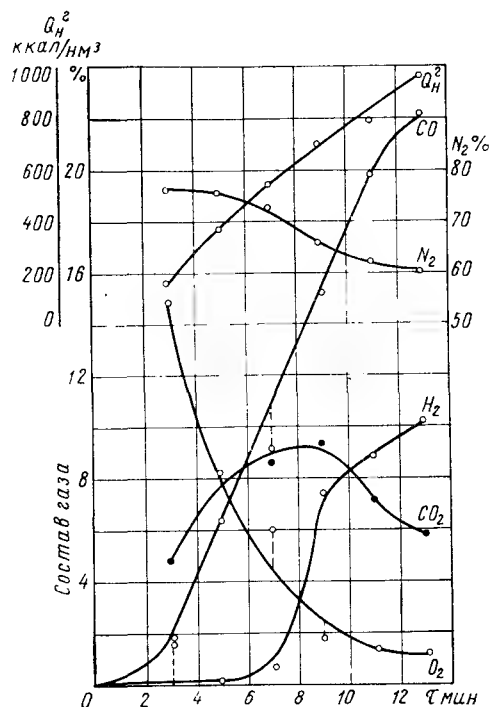
При газификации с паро-воздушным дутьем эти исследования незакончены и уравнения образования газа в слое математически еще не обоснованы.

По исследованиям в НАТИ, при присадке пара не наблюдается появления в газе водорода до момента полного исчезновения в газе свободного кислорода, что подтверждается и другими исследованиями.

На фиг. 10 дано изменение состава генераторного газа в период разжига полукоса в газогенераторе по исследованиям Н. Г. Юдушкина, проведенным в НАТИ в 1951 г. Разжиг холодного газогенератора является очень удобным моментом для исследования изменения состава газа, характеризующего образование кислородной и восстановительной зон.

Как видно из фиг. 10, качественная картина газообразования в слое при разжиге соответствует данным исследований Х. И. Колодцева и подтверждает правильность его выводов о законах газообразования в слое.

Аналогичные качественные характеристики газообразования в слое в период разжига были получены в НАТИ при исследовании разжиге древесного угля и антрацита.



Фиг. 10. Изменение состава и теплотворности газа в период разжига полукочера в газогенераторе прямого процесса газификации.

мощью специальных приспособлений (нагнетателей, эжекторов и т. д.), не все топливо принимает участие в процессе газификации, так как значительная часть влаги и некоторая часть летучих (газы, кислоты, спирты, смолы и др.) уходят из газогенератора и не участвуют в основных реакциях получения смешанного газа.

В обратном процессе газификации с средним отбором газа влага топлива и некоторые продукты возгонки летучих под влиянием нагрева топлива удаляются и смешиваются с газом, также не принимая участия в основных реакциях получения генераторного газа. Эти изменения в составе топлива, поступающего для газификации, учитываются в соответствии с указанием проф. Н. Н. Доброхотова и показаны на примере расчета состава газа из антрацита, приведенного ниже.

МАТЕРИАЛЬНЫЙ И ТЕПЛОВЫЙ БАЛАНС ПРОЦЕССА ГАЗИФИКАЦИИ

В материальном балансе процесса газификации на основании закона сохранения вещества сопоставляют количество веществ, введенных в газогенератор и отведенных из него. Учет веществ ведется по элементам.

Для составления материального баланса необходимо знать состав топлива, газа и отходов.

При расчете материального баланса учитывают, что при обратном процессе газификации без специальных приспособлений все составные части топлива принимают участие в процессе газификации.

В том случае, когда происходит удаление влаги из бункера газогенератора с помощью специальных приспособлений (нагнетателей, эжекторов и т. д.), не все топливо принимает участие в процессе газификации, так как значительная часть влаги и некоторая часть летучих (газы, кислоты, спирты, смолы и др.) уходят из газогенератора и не участвуют в основных реакциях получения смешанного газа.

Определение содержания в газе отдельных элементов

Содержание в газе отдельных элементов определяют на основании того, что 1 кг·моль любого газа занимает объем ¹ 22,4 м³ при температуре 0° и давлении 760 мм рт. ст.

Содержание углерода в 1 нм³ CO₂:

$$C = \frac{12}{22,4} = 0,536 \text{ кг/нм}^3,$$

где 12 — молекулярный вес углерода.

Содержание кислорода в 1 нм³ CO₂:

$$O_2 = \frac{32}{22,4} = 1,429 \text{ кг/нм}^3,$$

где 32 — молекулярный вес кислорода.

В табл. 22 приведено содержание элементов в различных газах.

Таблица 22
Содержание элементов в различных газах

Газ	Содержание элементов в 1 нм³ газа в кг			
	C	H	O	S
CO	0,536	—	1,429	—
O₂	—	—	1,429	—
CO	0,536	—	0,714	—
H₂O	—	0,0899	0,714	—
CH₄	0,536	0,1798	—	—
H₂S	—	0,0899	—	1,429

Определение выхода газа, расхода воздуха и пара и влажности газа

Выход сухого газа определяют на основании баланса углерода. Из C^p кг углерода, содержащегося в 1 кг топлива, в газ переходит

$$C_g^p = C^p - (C_{ш} + C_{см} + C_n) = C^p - C_{п.у} \text{ кг/кг топлива, (146)}$$

где $C_{ш}$ — содержание углерода в золе и шлаке;

$C_{см}$ — содержание углерода в смоле;

C_n — содержание углерода в пыли;

$C_{п.у}$ — сумма потерь углерода.

В 1 нм³ сухого генераторного газа содержится углерода

$$C = \frac{12}{22,4} (CO + CO_2 + CH_4) \text{ кг.}$$

¹ Объем 1 моля некоторых реальных газов отличается от этой величины. Для водорода, например, объем 1 моля равен 22,42 нм³, что учтено при определении содержания водорода в газах.

Следовательно, выход сухого газа

$$v_c = \frac{1,867 (C^p - C_{n,y})}{CO + CO_2 + CH_4} \text{ нм}^3/\text{кг}, \quad (147)$$

где содержание CO, CO₂ и CH₄ выражено в % по объему газа; C^p и C_{n,y} — в % состава топлива в рабочем состоянии.

Влажность газа определяют из баланса водорода.

В процессе газификации водород вносится с топливом и с паровоздушным дутьем.

С сухой частью топлива вносится H_m^p кг водорода, с влагой топлива $\frac{W^p}{9}$ кг и с водяным паром дутья $\frac{W_n}{9}$ кг.

В сухом газе содержание водорода определяют по уравнению

$$H^z = 0,0899 (H_2 + H_2S + 2CH_4) v_c \text{ кг/нм}^3.$$

Содержание водорода во влаге f_z газа

$$H_w^z = \frac{f_z v_c}{9} \text{ кг}.$$

Содержанием водорода в смолистых веществах можно пренебрегать, так как смол в газе содержится очень мало.

Содержание влаги в газе определяют из баланса водорода:

$$H_m^p + \frac{1}{9} (W^p + W_n) = 0,0899 (H_2 + H_2S + 2CH_4) v_c + \frac{f_z v_c}{9},$$

откуда влажность газа

$$f_z = \frac{9 \left[H_m^p + \frac{1}{9} (W^p + W_n) - 0,0899 (H_2 + H_2S + 2CH_4) v_c \right]}{v_c} \text{ кг/нм}^3; \quad (148)$$

в этом уравнении H_m^p, W^p и W_n выражены в кг/кг топлива, H₂, H₂S и CH₄ — в нм³.

Все объемные величины относятся к одному состоянию газа.

Выход влажного газа определяют как сумму объемов сухого газа и водяного пара:

$$v_{s,z} = v_c + \frac{f_z v_c}{0,804} = v_c \left(\frac{0,804 + f_z}{0,804} \right) \text{ нм}^3/\text{кг}. \quad (149)$$

Расход воздуха при газификации 1 кг топлива находят из баланса азота.

Азот вводится с топливом N₂^p и с воздухом N₂^z = 0,79v_z.

В газе, полученном из 1 кг топлива, содержится N₂^zv_c нм³ азота.

Баланс азота следующий:

$$0,79v_z + \frac{N_2^p}{1,25} = N_2^z v_c.$$

Отсюда расход воздуха на процесс газификации

$$v_z = \frac{N_2^z v_c - \frac{N_2^p}{1,25}}{0,79} \text{ нм}^3/\text{кг топлива}. \quad (150)$$

При незначительном содержании азота в топливе можно допустить, что N₂^p = 0 и тогда

$$v_z = \frac{N_2^z v_c}{0,79} \text{ нм}^3/\text{кг топлива}. \quad (151)$$

Содержание смол в газе при газификации древесины и торфяных брикетов составляет 0,5—1 г/нм³.

Содержание пыли в газе зависит от системы очистки газа и нормально не должно превышать 3—4 г/нм³ для древесных чурок и 6—13 г/нм³ для торфяных брикетов.

Потери углерода с золой при газификации древесины составляют 2—3%, торфяных брикетов и бурого угля 5—10%, полукокса и антрацита в зависимости от типа шлакоудаляющего устройства 10—20% (при газификации без удаления шлака 2—5%).

Количество разложенного водяного пара на 1 кг топлива находят из материального баланса воды.

Весовое количество воды, расходуемой на образование H₂ и CH₄,

$$w = \frac{18 (H_2 + 2CH_4)}{22,4 \cdot 100} \text{ кг/нм}^3 \text{ газа}. \quad (152)$$

Расход воды на 1 кг углерода, перешедшего в газ,

$$\begin{aligned} W &= w v_c = \frac{22,4 \cdot 18 (H_2 + 2CH_4) C_g^p}{22,4 \cdot 12 (CO + CO_2 + CH_4)} = \\ &= \frac{1,5 (H_2 + 2CH_4) C_g^p}{CO + CO_2 + CH_4} \text{ кг}. \end{aligned} \quad (153)$$

Так как часть водорода в газе получается за счет свободного водорода топлива (одна весовая часть водорода эквивалентна девяти весовым частям воды), то весовое количество разложенного водяного пара на 1 кг топлива

$$w_{n,p} = \frac{1}{100} \left[\frac{1,5 C_g^p (H_2 + 2CH_4)}{(CO + CO_2 + CH_4)} - 9 H_m^p \right] \text{ кг}. \quad (154)$$

В процессе газификации степень разложения вводимого пара равна 40—80%.

Удельный вес влажного газа в кг/нм³ определяют по уравнению

$$\begin{aligned} \gamma_z &= \gamma_{CO} v_{CO} + \gamma_{H_2} v_{H_2} + \gamma_{CO_2} v_{CO_2} + \gamma_{H_2O} v_{H_2O} + \\ &+ \gamma_{CH_4} v_{CH_4} + \gamma_{N_2} v_{N_2} + \gamma_{O_2} v_{O_2} \text{ кг/нм}^3, \end{aligned} \quad (155)$$

где γ_{CO}, γ_{CO₂}, γ_{H₂} и т. д. — удельные веса компонентов газа в кг/нм³; v_{CO}, v_{CO₂}, v_{H₂} и т. д. — относительные объемные содержания компонентов в газе.

Тепловой баланс процесса газификации

По приходу и расходу тепла в процессе газификации можно сопоставить и оценить распределение всех потерь тепла.

Приходными статьями теплового баланса являются:

1) теплотворность рабочего топлива, участвующего в процессе газификации, Q_p^r ;

2) тепло нагретого топлива Q_m ;

3) тепло подогретого воздуха Q_a ;

4) тепло нагретой паро-воздушной смеси $Q_{п.в.с}$.

Расходными статьями теплового баланса являются:

1) теплотворность газа, получаемого из 1 кг топлива, $Q_n^p v_g$;

2) количество тепла, расходуемого на нагрев газа, выходящего из газогенератора, зависящее от температуры газа и теплоемкости его компонентов Q_z ;

3) теплотворность недожженного углерода, теряемого с золой и шлаком, $Q_{ш}$;

4) затраты тепла при газификации тощих топлив на парообразование и перегрев пара $Q_{в.п}$;

5) потери тепла в окружающую среду $Q_{о.с}$;

6) потери тепла, заключенного в смоле и пыли, уносимых из газогенератора вместе с потоком газа, $Q_{см}$.

Тепловой баланс обычно составляют по низшей теплотворности топлива и газа. Температуру отсчитывают от 0°. Низшую теплотворность топлива определяют расчетным или аналитическим путем.

Аналитически теплотворность топлива определяют калориметрическим методом: сжигают навеску топлива и определяют выделившееся тепло по нагреву воды.

Расчетным путем низшую теплотворность рабочего топлива определяют по формуле (96).

Тепло, затрачиваемое на подогрев топлива, составляет незначительную величину вследствие небольшого нагрева и малой теплоемкости топлива.

Теплоемкость ряда твердых топлив была приведена в разделе «Топливо для тракторных газогенераторов».

В транспортных газогенераторах часто применяют подогрев воздушного дутья при газификации битуминозных топлив или перегрев паро-воздушного дутья при газификации тощих топлив.

Этот расход тепла также следует учитывать.

Тепло, затрачиваемое на подогрев воздуха, определяют в зависимости от температуры:

$$Q_a = g_a c_p t_a \text{ ккал/кг}, \quad (156)$$

где g_a — весовой расход воздуха в процессе газификации на 1 кг топлива в кг;

c_p — теплоемкость воздуха в ккал/кг °С ($c_p = 0,24$);

t_a — температура подогрева воздуха в °С.

Тепло, затрачиваемое на перегрев паро-воздушной смеси,

$$Q_{п.в.с} = g_a c_p t_{см} + i w_n \text{ ккал/кг}, \quad (157)$$

где $t_{см}$ — температура перегретой паро-воздушной смеси;

i — теплота перегретого пара при температуре $t_{см}$, определяемая по таблицам проф. М. П. Вукаловича [2];

w_n — паросодержание смеси на 1 кг топлива в кг.

Количество тепла, затрачиваемого на подогрев паро-воздушной смеси при перегреве до температуры 180—200°, составляет до 5% от всего прихода тепла.

В расходной части теплового баланса наибольшую величину составляет теплотворность газа, получаемого из топлива.

Теплотворность газа может быть определена расчетным или калориметрическим путем.

Теплотворность сухого газа подсчитывают по следующему уравнению:

$$Q_n^z = 30,5CO + 25,7H_2 + 85,2CH_4 \text{ ккал/нм}^3, \quad (158)$$

где CO, H_2 и CH_4 — содержание в газе окиси углерода, водорода и метана в % по объему.

Теплотворность высших углеводородов в этом уравнении не учитывается. При наличии в газе этана теплотворность газа увеличивается на величину 152,6 C_2H_6 ккал/нм³.

Теплотворность влажного газа

$$Q_n^{в.з} = Q_n^z \frac{(100 - v_n)}{100}, \quad (159)$$

где v_n — относительный объем водяного пара в составе влажного газа.

Количество тепла, затрачиваемого на подогрев газа, получаемого из 1 кг топлива,

$$Q_z = c_{pm} t_z v_{в.з} \text{ ккал/нм}^3, \quad (160)$$

где c_{pm} — средняя теплоемкость 1 м³ влажного генераторного газа в ккал/нм³ °С;

t_z — температура газа при выходе из газогенератора в °С;

$v_{в.з}$ — выход влажного газа из 1 кг топлива в нм³.

Средняя теплоемкость влажного газа

$$c_{pm} = c_{pCO_2} v_{CO_2} + c_{pCO} v_{CO} + c_{pH_2} v_{H_2} + c_{pH_2O} v_{H_2O} + c_{pN_2} v_{N_2} + c_{pCH_4} v_{CH_4} + c_{pO_2} v_{O_2} \text{ ккал/нм}^3 \text{ °С}, \quad (161)$$

где c_{pCO_2} , c_{pCO} и т. д. — средние теплоемкости компонентов смеси в ккал/нм³ °С;

v_{CO_2} , v_{CO} и т. д. — относительные объемные содержания компонентов влажного газа.

В табл. 23 приведены эмпирические уравнения молекулярной истинной теплоемкости газов и водяного пара, полученные проф. М. А. Хайловым путем обработки спектроскопических данных способом наименьших квадратов.

Таблица 23

Молекулярная истинная теплоемкость газов и водяного пара при постоянном давлении

Газ	Формула	Температурные пределы применения уравнения в °C	Уравнение молекулярной истинной теплоемкости газа в ккал/моль °C
Окись углерода	CO	100—1600 1600—3000	$6,91 + 0,63 \cdot 10^{-3}t$ $7,42 + 0,31 \cdot 10^{-3}t$
Двуокись углерода	CO ₂	100—800 800—1700 1700—3000	$8,95 + 3,32 \cdot 10^{-3}t$ $10,54 + 1,33 \cdot 10^{-3}t$ $11,79 + 0,59 \cdot 10^{-3}t$
Водород	H ₂	100—1600 700—3000	$6,9 + 0,21 \cdot 10^{-3}t$ $6,75 + 0,39 \cdot 10^{-3}t$
Водяной пар	H ₂ O	100—2000 1900—3000	$7,85 + 1,31 \cdot 10^{-3}t$ $8,70 + 0,86 \cdot 10^{-3}t$
Метан	CH ₄	—	$8,865 + 5 \cdot 10^{-3}t$
Азот	N ₂	100—1600 1600—3000	$6,89 + 0,6 \cdot 10^{-3}t$ $7,33 + 0,32 \cdot 10^{-3}t$
Кислород	O ₂	100—1300 1300—3000	$7,02 + 0,86 \cdot 10^{-3}t$ $7,64 + 0,38 \cdot 10^{-3}t$
Воздух	—	100—1600 1600—3000	$6,92 + 0,61 \cdot 10^{-3}t$ $7,41 + 0,3 \cdot 10^{-3}t$

Уравнение теплоемкости метана приведено по работе [29].

Для удобства расчета в табл. 24 приведены эмпирические уравнения средней объемной теплоемкости газов и водяного пара, вычисленные на основании эмпирических уравнений молекулярной теплоемкости.

В табл. 25 приведены расчетные средние объемные теплоемкости сероводорода H₂S и сернистого газа SO₂ по формулам М. Х. Карпетьянца.

Для определения тепловых потерь с недожженным углеродом в золе, шлаке и пыли собирают за определенное время отходы из

Таблица 24

Средняя объемная теплоемкость 1 м³ газов и водяного пара при постоянном давлении

Газ	Формула	Температурные пределы применения уравнения в °C	Уравнение средней объемной теплоемкости в ккал/м ³ °C
Окись углерода . . .	CO	100—1600	$0,3084 + 0,0000281t$
Двуокись углерода	CO ₂	100—800 800—1700	$0,3995 + 0,0000148t$ $0,4705 + 0,0000593t$
Водород	H ₂	100—1600	$0,3080 + 0,00000937t$
Водяной пар	H ₂ O	100—2000	$0,3504 + 0,0000584t$
Метан	CH ₄	—	$0,3950 + 0,000223t$
Азот	N ₂	100—1600	$0,3075 + 0,0000268t$
Кислород	O ₂	100—1300	$0,3133 + 0,0000383t$
Воздух	—	100—1600	$0,3089 + 0,0000272t$

Таблица 25

Средняя объемная теплоемкость сероводорода и сернистого газа при постоянном давлении

Температура в °C	Средняя объемная теплоемкость c_p в ккал/м ³ °C		Температура в °C	Средняя объемная теплоемкость c_p в ккал/м ³ °C		Температура в °C	Средняя объемная теплоемкость c_p в ккал/м ³ °C	
	H ₂ S	SO ₂		H ₂ S	SO ₂		H ₂ S	SO ₂
0	0,35	0,380	700	0,420	0,515	1400	—	0,552
100	0,361	0,422	800	0,429	0,522	1500	—	0,555
200	0,371	0,452	900	0,437	0,538	1600	—	0,559
300	0,382	0,472	1000	0,445	0,533	1700	—	0,562
400	0,393	0,487	1100	—	0,538	1800	—	0,565
500	0,402	0,498	1200	—	0,543	1900	—	0,569
600	0,411	0,507	1300	—	0,547	2000	—	0,572

газогенератора и определяют содержание в них золы $A_{ш}^c$ и влаги $W_{ш}^p$.

Количество недожженного углерода $C_{ш}$ кг в отходах на 1 кг топлива определяют по уравнению

$$C_{ш} = \frac{g_{ш}}{\tau G_T} \left(\frac{100 - W_{ш}^p}{100} \right) \left(\frac{100 - A_{ш}^c}{100} \right), \quad (162)$$

где τ — время, в течение которого накопилось $g_{ш}$ кг отходов, в часах;

G_T — расход топлива в кг/час.

Содержанием других горючих элементов в отходах топлива пренебрегают.

Количество тепла, содержащегося в недожженном углероде золы и шлака

$$Q_{ш} = 81C_{ш} \text{ ккал/кг топлива.} \quad (163)$$

Потери тепла с уносимой пылью в газогенераторе незначительны при газификации топлив, образующих прочный кокс. Эти потери увеличиваются при газификации торфяных брикетов, сопровождающейся образованием очень непрочного легко рассыпающегося торфяного кокса, который уносится с газом до 6—13 г/нм³ газа.

Содержание углерода в пыли подсчитывают по уравнению

$$C_n = g_n \left(\frac{100 - W_n^p}{100} \right) \left(\frac{100 - A_n^c}{100} \right), \quad (164)$$

где g_n — количество пыли, уносимой из газогенератора, в кг/кг топлива;

W_n^p — содержание влаги в пыли;

A_n^c — содержание золы в сухой пыли.

Количество пыли, уносимой из газогенератора,

$$g_n = \frac{G_n \cdot 100}{\tau G_T \eta_{оч}} \text{ кг/кг топлива}, \quad (165)$$

где G_n — количество пыли, собранной в центробежном очистителе за время τ , в кг;

τ — время накопления пыли в центробежном очистителе в часах;

G_T — расход топлива в кг/час;

$\eta_{оч}$ — коэффициент очистки¹ центробежного очистителя.

Количество тепла, теряемого с углеродом, содержащимся в пыли,

$$Q_n = 81 C_n \text{ ккал/кг топлива}. \quad (166)$$

Для определения количества пыли, уносимой из газогенератора, взвешивают пыль, собирающуюся в пылесборнике центробежного сухого очистителя. В последующих агрегатах очистки трудно снять пыль, осевшую на их поверхностях. Количество пыли в фильтре определяют лабораторным путем по разности содержания пыли в газе до и после фильтра.

Потерями тепла, уносимого из газогенератора со смолой, в транспортных установках пренебрегают, так как количество смолы очень невелико (не превышает 1 г/нм³ газа).

В газогенераторах с прямым процессом газификации и паровоздушным дутьем пар образуется в водяной рубашке, окружающей газогенератор. Испарение воды и перегрев пара производятся за счет тепла активного слоя топлива, передаваемого через стенку корпуса газогенератора. Это тепло возвращается обратно в газогенератор и, таким образом, дополнительно тепловая энергия топлива на парообразование не затрачивается. В наиболее общем случае, когда обратно в процесс газификации вводится не весь образо-

вавшийся пар, а только часть его, тепло теряется с паром, уходящим в атмосферу.

Количество тепла, теряемого с паром,

$$Q_{n.m} = \psi_n g_w i \text{ ккал/кг топлива}, \quad (167)$$

где ψ_n — коэффициент потерь пара в атмосферу;

g_w — количество испарившейся воды в газогенераторе, отнесенное к 1 кг газифицируемого топлива, в кг;

i — теплота 1 кг перегретого пара при температуре t_n° выхода пара из пароперегревателя в ккал;

$\psi_n = \frac{g_n}{g_w}$, где g_n — потери пара в атмосферу на 1 кг топлива в кг.

Коэффициентом полезного действия (к. п. д.) газогенератора называется отношение низшей теплотворности всего количества газа к низшей теплотворности топлива, израсходованного для получения газа

$$\eta_z = \frac{v_c Q_n^{c.z}}{Q_n^p}, \quad (168)$$

где v_c — выход сухого газа из 1 кг топлива в нм³;

$Q_n^{c.z}$ — низшая теплотворность 1 нм³ сухого газа в ккал;

Q_n^p — низшая теплотворность рабочего топлива в ккал/кг.

Термический к. п. д. характеризует использование введенного тепла различным образом, например, использование тепла избыточного пара для бытовых нужд газогенераторных станций, использование физического тепла генераторного газа при сжигании газа в печах и т. д.

Термический к. п. д.

$$\eta_{тм} = \frac{v_c Q_n^{c.z} + J_1 + J_2}{Q_n^p + J_3 + J_3}, \quad (169)$$

где J_1 — теплосодержание газа, выходящего из газогенератора, в ккал/кг топлива;

J_2 — теплосодержание пара, образующегося в водяной рубашке газогенератора, в ккал/кг топлива;

J_3 — теплосодержание воздуха, в ккал/кг топлива;

J_3 — теплосодержание пара в паро-воздушном дутье, в ккал/кг топлива.

Пример. Требуется составить материальный и тепловой баланс процесса газификации торфобрикетов в тракторном газогенераторе ГБ-58, если известны следующие данные.

Состав торфобрикетов в рабочем состоянии: $CP = 43\%$; $HP = 4.6\%$; $OP = 27.9\%$; $AP = 6.5\%$; $WP = 18\%$.

Низшая теплотворность торфобрикетов равна 3554 ккал/кг.

При газификации торфобрикетов получен сухой генераторный газ следующего состава:

$CO = 17.5\%$; $H_2 = 15.5\%$; $CO_2 = 10.5\%$; $CH_4 = 1.5\%$; $N_2 = 55\%$.

Низшая теплотворность газа $Q_n^z = 1060$ ккал/нм³.

¹ Коэффициентом очистки центробежного очистителя называется отношение (в процентах) разности пылесодержания газа до и после центробежного очистителя к пылесодержанию газа до центробежного очистителя.

Температура газа при выходе из газогенератора равна 400° или 673° абс. В центробежном очистителе собрано $G_n = 9,6$ кг пыли за $\tau = 10$ час. работы газогенератора. Зольность пыли $A_n^c = 80\%$; влажность пыли $W_n^p = 5\%$. Коэффициент очистки центробежного очистителя $\epsilon_{оч} = 90\%$. Расход топлива $G_T = 48$ кг/час.

Количество отходов, собранных в зольнике, равно $0,095$ кг/кг топлива. Зольность отходов $A_{ш}^c = 65\%$, влажность отходов $W_{ш}^p = 2\%$.

Определим потери углерода с золой, шлаком и пылью, унесенной из газогенератора.

Определяем сначала количество пыли, уносимой из газогенератора, по формуле (165):

$$g_n = \frac{9,6 \cdot 100}{10 \cdot 48 \cdot 90} = 0,022 \text{ кг/кг топлива.}$$

Содержание углерода в пыли определяем по формуле (164):

$$C_n = 0,022 \left(\frac{100-5}{100} \right) \cdot \left(\frac{100-80}{100} \right) = 0,004 \text{ кг.}$$

Содержание углерода в золе и шлаке определяем по уравнению (162), принимая, что

$$\frac{g_{ш}}{G_T} = 0,096 \text{ кг/кг топлива;}$$

$$C_{ш} = 0,096 \frac{(100-2)}{100} \cdot \frac{(100-65)}{100} = 0,033 \text{ кг.}$$

Суммарное количество углерода, потерянного на 1 кг топлива,

$$C_{n.y} = 0,004 + 0,033 = 0,037 \text{ кг/кг топлива.}$$

Выход сухого газа из 1 кг торфяных брикетов находим по формуле (147):

$$v_c = \frac{1,867 (43-3,7)}{10,5 + 17,5 + 1,5} = 2,49 \text{ нм}^3/\text{кг.}$$

Влажность газа определяем по уравнению (148), учитывая, что с дутьем пар не вводится. При этом пренебрегаем содержанием влаги воздуха, засасываемого в газогенератор, т. е. $W_n = 0$. Так как сера в топливе отсутствует, то $H_2S = 0$.

$$f_2 = \frac{9 \left[0,046 + \frac{1}{9} \cdot 0,18 - 0,0899 \cdot (0,155 + 2 \cdot 0,015) 2,49 \right]}{2,49} = 0,09 \text{ кг/нм}^3 = 90 \text{ г/нм}^3 \text{ газа.}$$

Такому содержанию влаги в газе соответствует следующий объем водяного пара во влажном газе

$$v_{H_2O} = \frac{0,09 \cdot 22,4}{18} = 0,112 \text{ м}^3/\text{нм}^3 \text{ газа.}$$

Состав влажного газа определяем пересчетом сухого газа на влажный, умножая объемное значение каждого компонента сухого газа на

$$\frac{100-11,2}{100} = 0,888.$$

Получим следующий состав влажного газа:

$$CO = 15,5\%; CO_2 = 9,3\%; H_2 = 13,8\%; CH_4 = 1,3\%; H_2O = 11,2\% \text{ и } N_2 = 48,9\%.$$

Теплотворность влажного газа находим по уравнению (159):

$$Q_{н.г}^s = 1060 \frac{(100-11,2)}{100} = 941 \text{ ккал/м}^3.$$

Удельный вес влажного газа определим по уравнению (155).

Подставляя в это уравнение значения удельного веса газа из табл. 1 и объемное содержание газа во влажном состоянии, получаем

$$\gamma_{в.г} = 1,25 \cdot 0,155 + 1,977 \cdot 0,093 + 0,0899 \cdot 0,133 + 0,717 \cdot 0,013 + 0,804 \cdot 0,112 + 1,25 \cdot 0,489 = 1,1 \text{ кг/нм}^3.$$

Выход влажного газа из 1 кг топлива находим по формуле (149):

$$v_{в.г} = 2,49 + \frac{0,09 \cdot 2,49}{0,804} = 2,77 \text{ нм}^3/\text{кг топлива.}$$

Весовое количество влажного газа, получаемого из 1 кг топлива,

$$g_{в.г} = \gamma_{в.г} v_{в.г} = 1,1 \cdot 2,77 = 3,05 \text{ кг/кг топлива.}$$

Объем воздуха, расходуемого при газификации 1 кг торфобрикетов, определяем по уравнению (151), подставляя в него величину $v_{в.г}$ вместо v_c

$$v_a = \frac{0,489 \cdot 2,77}{0,79} = 1,71 \text{ нм}^3/\text{кг топлива.}$$

Весовое количество воздуха на 1 кг торфобрикетов

$$g_a = \gamma_a v_a = 1,293 \cdot 1,71 = 2,21 \text{ кг/кг топлива.}$$

Материальный баланс процесса газификации торфяных брикетов выразится, таким образом, в следующем виде:

Приход		Расход	
Торфобрикетов	1,00 кг	Влажного газа	3,05 кг
Воздуха	2,21 "	Золы и шлака	0,096 "
		Пыли	0,022 "
Всего	3,21 кг	Всего	3,168 кг
Расхождение в балансе			
$\frac{3,21 - 3,168}{3,21} \cdot 100 = 1,3\%$			

находится в допустимых пределах.

Составим тепловой баланс процесса газификации. К. п. д. газогенератора определяем по формуле (168):

$$\eta_g = \frac{2,49 \cdot 1060}{3554} = 0,74.$$

Потери в виде физического тепла влажного газа, выходящего из газогенератора, определяем по формуле (160).

Находим среднюю теплоемкость газа при температуре 400° по формуле (161). При этом для вычислений пользуемся уравнениями, приведенными в табл. 24.

Расчет ведем по отдельным компонентам газа:

$$\begin{aligned} c_{pCO} v_{CO} &= (0,3084 + 0,0000281 \cdot 400) \cdot 0,155 = 0,0495; \\ c_{pCO_2} v_{CO_2} &= (0,3995 + 0,0000148 \cdot 400) \cdot 0,093 = 0,0377; \\ c_{pH_2} v_{H_2} &= (0,3080 + 0,000003937 \cdot 400) \cdot 0,138 = 0,0426; \\ c_{pH_2O} v_{H_2O} &= (0,3504 + 0,0000584 \cdot 400) \cdot 0,112 = 0,0419; \\ c_{pCH_4} v_{CH_4} &= (0,3950 + 0,000223 \cdot 400) \cdot 0,013 = 0,0063; \\ c_{pN_2} v_{N_2} &= (0,3075 + 0,0000268 \cdot 400) \cdot 0,489 = 0,1556, \end{aligned}$$

откуда $c_{pm} = 0,3336 \text{ ккал/нм}^3$.

Количество тепла, необходимого для нагрева влажного газа, выходящего из газогенератора при газификации 1 кг топлива,

$$Q_2 = 0,333 \cdot 400 \cdot 2,77 = 370 \text{ ккал/кг.}$$

Тепловые потери с уносимой пылью, с углеродом в золе и шлаке

$$Q_n = 8100 (C_n + C_{ш}) = 8100 (0,004 + 0,033) = 300 \text{ ккал/кг.}$$

Составим тепловой баланс процесса газификации.

Приход тепла		
Теплотворность топлива	В ккал	В %
Теплотворность влажного газа	3554	100
Расход тепла		
Теплотворность влажного газа	$941 \cdot 2,77 = 2606$	73,6
Тепло, затрачиваемое на нагрев влажного газа, выходящего из газогенератора . .	370	10,4
Потери тепла с уносимой пылью, золой и шлаком	300	8,4
Потери в окружающую среду (по разности)	278	7,6

Из теплового баланса следует, что при газификации торфобрикетов большие потери тепла получаются вследствие уноса пыли и потерь углерода с золой и шлаком. Бесполезно теряется также физическое тепло газа, выходящего из газогенератора. При использовании потерь тепла на нагрев воздуха и уменьшении количества уносимой пыли к. п. д. процесса газификации улучшается.

Следует указать, что после охлаждения газа и конденсации водяного пара теплотворность газа повышается.

РАСЧЕТ СОСТАВА ГЕНЕРАТОРНОГО ГАЗА

В зависимости от типа процесса газификации, применяемого для получения газа, пользуются различными методами расчета состава газа.

В прямом процессе газификации не все составные части топлива участвуют в процессе. В связи с верхним расположением зон сухой перегонки и сушки вся гигроскопическая влага топлива и летучие примешиваются к основному газу, образуемому в активном слое топлива.

В прямом процессе газификации с срединным отбором газа происходит разложение остатков летучих на составные элементы, что должно найти свое отражение в расчете состава газа из газифицируемых по этому способу полукокса, антрацита и других топлив. При этом гигроскопическая влага топлива выходит из газогенератора в неразложенном виде. Данные, характеризующие разложение остатков летучих из антрацита, опубликованы проф. Н. Н. Доброхотовым.

Обратный процесс газификации без отбора продуктов сухой перегонки и испарившейся влаги из бункера имеет свои особенности расчета. В этом случае все составные элементы топлива и гигроско-

пическая влага принимают участие в образовании газа и влияют на его состав.

Из существующих методов расчета состава газа основным является метод проф. Н. Н. Доброхотова, применимый с небольшими изменениями для расчета состава газа обратного процесса газификации, наиболее распространенного в транспортных газогенераторах.

При расчете по методу д-ра техн. наук И. С. Мезина можно составить материальный и тепловой баланс по заданному составу газа, но нельзя учесть влияния качества топлива на состав газа, выяснить влияние тепловых потерь на процесс газификации и т. д. Поэтому в данной книге этот метод расчета не приводится.

Расчет состава газа при обратном процессе газификации

Расчет ведется из условия получения 100 моль влажного газа из торфобрикетов или древесины.

Принимаем, что газ состоит из следующих компонентов: CO , CO_2 , H_2 , H_2O и N_2 , т. е. $\text{CO} + \text{CO}_2 + \text{H}_2 + \text{H}_2\text{O} + \text{N}_2 = 100\%$. Содержанием метана в газе при составлении уравнений пренебрегаем, а при окончательном расчете вносим поправку на состав газа, принимая, что в нем содержится 1,5% метана.

Считаем, что рабочее топливо состоит из углерода, водорода, кислорода, влаги и золы, т. е.

$$C^p + H^p + O^p + W^p + A^p = 100\% \text{ (по весу).}$$

Для определения содержания пяти компонентов газа: CO , CO_2 , H_2 , H_2O и N_2 и выхода $v_{g,z}$ влажного газа из 1 кг топлива необходимо составить шесть уравнений.

Эти уравнения составляем на основании материального и теплового баланса процесса газификации, учитывая константу равновесия газа при температуре выхода его из активного слоя топлива.

В материальном балансе учитывается в соответствии с законом сохранения материи переход элементов топлива C^p , H_2^p , O_2^p и воздуха O_2^a и N_2^a в газ по следующим трем уравнениям баланса углерода, водорода и кислорода, приведенным ниже.

Баланс углерода. Весь углерод C^p топлива, за исключением потерь $\delta\%$ его с недожогом в золе, переходит в газ в виде CO и CO_2 .

Определяем содержание C^p в молях следующим образом.

Объем получаемого газа

$$V_{g,z} = 100 \cdot 22,4 \text{ нм}^3,$$

где 22,4 — объем 1 моля газа в нм³ при температуре 0° и давлении 760 мм рт. ст.

Количество топлива, необходимого для получения $V_{g,z}$ газа,

$$G_T = \frac{V_{g,z}}{v_{g,z}} = \frac{100 \cdot 22,4}{v_{g,z}} \text{ кг.}$$

Количество углерода в рабочем топливе

$$C_m^p = \frac{G_T C^p}{100} \text{ кг,}$$

где C^p — содержание углерода в топливе в %.

Количество углерода в топливе в молях определим, разделив общий вес углерода на его молекулярный вес:

$$C_m^p = \frac{G_T C^p}{100 \cdot 12} = \frac{100 \cdot 22,4 C^p}{v_{g,2} \cdot 100 \cdot 12} = \frac{1,867 C^p}{v_{g,2}}. \quad (170)$$

Объемное содержание CO и CO₂ в газе соответствует содержанию их в молях.

С учетом недожога уравнение баланса углерода может быть написано в следующем виде:

$$\frac{1,867 C^p}{v_{g,2}} \left(\frac{100 - \delta}{100} \right) = \text{CO} + \text{CO}_2. \quad (171)$$

Обозначим действительное количество углерода, расходуемого на образование газа, через

$$C_g^p = C^p \left(\frac{100 - \delta}{100} \right) \quad (172)$$

и получим окончательно

$$\frac{1,867 C_g^p}{v_{g,2}} = \text{CO} + \text{CO}_2. \quad (173)$$

Баланс водорода. Весь свободный водород H^p топлива и водород H_w^p , связанный во влаге топлива, переходит в свободный водород газа и в водород, связанный в неразложенном паре.

Содержанием водорода в недожженном коксе пренебрегаем.

Аналогично предыдущему, содержание свободного водорода в топливе в молях может быть определено по следующей формуле:

$$H_m^p = \frac{G_T H^p}{100 \cdot 2} = \frac{100 \cdot 22,4 H^p}{v_{g,2} \cdot 100 \cdot 2} = \frac{11,2 H^p}{v_{g,2}}. \quad (174)$$

Количество водорода в молях, связанного во влаге топлива,

$$H_w^p = \frac{100 \cdot 22,4 W^p}{v_{g,2} \cdot 100 \cdot 18} = \frac{1,244 W^p}{v_{g,2}}. \quad (175)$$

Баланс водорода в молях может быть представлен уравнением

$$\frac{11,2 H^p}{v_{g,2}} + \frac{1,244 W^p}{v_{g,2}} = \text{H}_2 + \text{H}_2\text{O}. \quad (176)$$

Баланс кислорода. Кислород поступает в газ из топлива и из воздуха. Количество кислорода в рабочем топливе складывается из кислорода горючей массы и кислорода, связанного во влаге топлива.

Количество кислорода из горючей массы рабочего топлива в молях

$$O_m^p = \frac{G_T O^p}{100 \cdot 32} = \frac{100 \cdot 22,4 \cdot O^p}{v_{g,2} \cdot 100 \cdot 32} = \frac{0,7 O^p}{v_{g,2}}. \quad (177)$$

Количество кислорода, связанного во влаге топлива, в молях

$$O_w^p = \frac{0,5 \cdot 100 \cdot 22,4 \cdot W^p}{v_{g,2} \cdot 100 \cdot 18} = \frac{0,622 W^p}{v_{g,2}}. \quad (178)$$

Количество кислорода из воздуха определяем, предположив, что весь азот поступает только с воздухом:

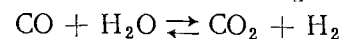
$$O_2^g = \frac{0,21 \cdot 100 \cdot N_2}{0,79 \cdot 100} = 0,266 N_2. \quad (179)$$

Кислород входит в газ в составе CO₂, CO и H₂O.

Баланс кислорода в молях имеет следующий вид:

$$\begin{aligned} & \frac{0,7 O^p}{v_{g,2}} + \frac{0,622 W^p}{v_{g,2}} + \\ & + 0,266 N_2 = \text{CO}_2 + \\ & + 0,5 (\text{CO} + \text{H}_2\text{O}). \end{aligned} \quad (180)$$

Константа равновесия водяного газа. По обратимой реакции водяного газа:



между четырьмя компонентами CO, H₂O, CO₂ и H₂ устанавливается равновесное состояние, зависящее от температуры.

Константа равновесия этой реакции

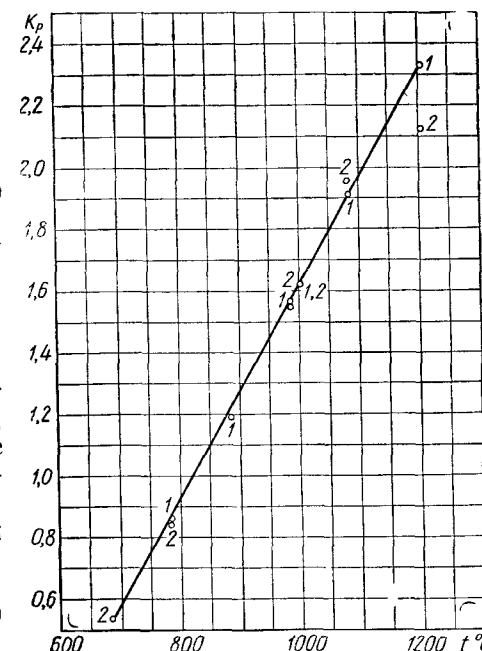
$$K_p = \frac{\text{CO} \cdot \text{H}_2\text{O}}{\text{CO}_2 \cdot \text{H}_2}, \quad (181)$$

так как парциальные давления газов пропорциональны их объемным содержаниям в смеси.

Зависимость константы K_p от температуры газа показана на фиг. 11.

Уравнением (181) можно пользоваться для расчета состава газа, считая, что состав газа при выходе из слоя определяется равновесным состоянием реакции водяного газа. Равновесное состояние водяного газа достигается в газогенераторах при константе $K_p = 1,7 \div 2,5$, т. е. при температуре выше 1000° [51].

Тепловой баланс процесса газификации. Следующее уравнение для расчета состава газа находим из теплового баланса процесса газификации.



Фиг. 11. Зависимость константы K_p равновесия водяного газа от температуры:

1 — расчетные данные Гана; 2 — опытные данные Гана.

Потери тепла при процессе газификации учитываются условным к. п. д. газогенератора

$$\eta_z = \frac{v_{g,z} Q_{H,z}^{g,z}}{Q_H^p},$$

где $Q_{H,z}^{g,z}$ — теплотворность влажного газа;
 $v_{g,z}$ — выход влажного газа из 1 кг топлива.
 Теплотворность влажного газа

$$Q_{H,z}^{g,z} = 30,5 CO + 25,7 H_2.$$

Подставим данное выражение для $Q_{H,z}^{g,z}$ в уравнение условного к. п. д. газогенератора; после преобразования получим уравнение теплового баланса:

$$\frac{Q_H^p}{v_{g,z}} \eta_z = 30,5 CO + 25,7 H_2. \quad (182)$$

Уравнение азота. Последнее уравнение получаем из баланса состава газа

$$100 - (CO + CO_2 + H_2 + H_2O) = N_2. \quad (183)$$

Решение системы уравнений. Таким образом, решив совместно шесть уравнений (173), (176), (180), (181), (182) и (183), можно определить состав газа и выход его из 1 кг топлива.

Для удобства дальнейших алгебраических действий введем следующие обозначения: $CO = x$; $CO_2 = y$; $H_2 = z$; $H_2O = u$ и $N_2 = n$. После подстановки указанных обозначений уравнения (173), (176), (180) — (183) принимают соответственно следующий вид:

$$1) \frac{1,867 C_D^p}{v_{g,z}} = x + y;$$

$$2) \frac{11,2 H^p}{v_{g,z}} + \frac{1,244 W^p}{v_{g,z}} = z + u;$$

$$3) \frac{0,7 O^p}{v_{g,z}} + \frac{0,62 W^p}{v_{g,z}} + 0,266 n = y + 0,5 (x + u);$$

$$4) K_p = \frac{xu}{yz};$$

$$5) \frac{Q_H^p}{v_{g,z}} \eta_z = 30,5x + 25,7z;$$

$$6) 100 - (x + y + z + u) = n.$$

Решаем данную систему уравнений.
 Из первого уравнения

$$y = \frac{1,867}{v_{g,z}} C_D^p - x. \quad (184)$$

Из пятого уравнения

$$z = \frac{Q_H^p}{v_{g,z} 25,7} \eta_z - \frac{30,5}{25,7} x. \quad (185)$$

Вычитая из пятого уравнения второе, находим

$$\frac{Q_H^p}{v_{g,z} 25,7} \eta_z - \frac{11,2 H^p}{v_{g,z}} - \frac{1,244 W^p}{v_{g,z}} = \frac{30,5}{25,7} x - u. \quad (186)$$

Преобразуем третье уравнение. Для этого умножим правую и левую части на 2, заменим в правой части u по уравнению (184), а в левой части n по шестому уравнению, исключив из него $x + y$ и $z + u$ согласно первому и второму уравнениям, и затем сложим производное уравнение с уравнением (186).

Тогда получим

$$\frac{1,4 \cdot O^p}{v_{g,z}} + 53,2 - \frac{0,662 W^p}{v_{g,z}} - \frac{4,72 C_D^p}{v_{g,z}} - \frac{17,2 H^p}{v_{g,z}} + \frac{Q_H^p}{v_{g,z} 25,7} \eta_z = \frac{30,5}{25,7} x - x,$$

отсюда

$$x = \frac{0,0389 Q_H^p \eta_z + 1,4 \cdot O^p - 4,72 C_D^p - 17,2 H^p - 0,662 W^p + 53,2 v_{g,z}}{0,186 v_{g,z}}. \quad (187)$$

Из уравнения (186) определим u и подставим его значение и значения y и z по уравнениям (184) и (185) в четвертое уравнение; тогда

$$K_p = \frac{x v_{g,z} [25,7 (11,2 H^p + 1,244 W^p) + 30,5 x v_{g,z} - Q_H^p \eta_z]}{(1,867 C_D^p - x v_{g,z}) (Q_H^p \eta_z - 30,5 x v_{g,z})};$$

отсюда получаем квадратное уравнение относительно $x v_{g,z}$:

$$x^2 v_{g,z}^2 30,5 (K_p - 1) - x v_{g,z} [30,5 \cdot 1,867 C_D^p K_p + Q_H^p \eta_z (K_p - 1) + 25,7 (11,2 H^p + 1,244 W^p)] + Q_H^p \eta_z 1,867 C_D^p K_p = 0. \quad (188)$$

Для того чтобы решить это уравнение, примем, что

$$r = x v_{g,z}. \quad (189)$$

Тогда уравнение (188) примет следующий вид:

$$r^2 30,5 (K_p - 1) - r [57 C_D^p K_p + Q_H^p \eta_z (K_p - 1) + 25,7 (11,2 H^p + 1,244 W^p)] + Q_H^p \eta_z 1,867 C_D^p K_p = 0. \quad (190)$$

Определив r из уравнения (190), получим два уравнения (187) и (189) с двумя неизвестными, что позволяет сначала определить x и $v_{g,z}$, а затем и все остальные неизвестные.

Пример. Требуется определить состав газа, получаемого из торфобрикетов, зольность которых $A^c = 80\%$ и влажность $W^p = 180\%$, если известны следующие величины.

Состав горючей массы торфобрикетов $C^z = 570\%$, $H^z = 6,10\%$, $O^z = 36,90\%$. Содержанием азота в топливе пренебрегаем.

Примем, что к. п. д. газогенератора $\eta_2 = 0,7$, а константа равновесия $K_p = 0,76$ и соответствует температуре газа 750° , выходящего из активного слоя. Определим состав рабочего топлива. Содержание золы в рабочем топливе определяем из уравнения

$$A^P = A^c \left(\frac{100 - W^P}{100} \right) = 8 \cdot \frac{100 - 18}{100} = 6,6\%.$$

Содержание углерода в рабочем топливе находим по формуле

$$C^P = C^c \frac{100 - (A^P + W^P)}{100} = 57 \frac{100 - (6,6 + 18)}{100} = 43\%.$$

Произведя далее подсчеты для принятых значений A^c и W^P , находим, что $H^P = 4,6\%$ и $O^P = 27,8\%$.

Теплотворность рабочего топлива определяем по формуле (96):

$$Q_H^P = 81C^P + 246H^P - 26(O^P - S^P) - 6W^P = 81 \cdot 43 + 246 \cdot 4,6 - 26(27,8 - 0) - 6 \cdot 18 = 3784 \text{ ккал/кг}.$$

Примем, что потеря углерода с золой и шлаком $\delta = 5\%$.

Действительное количество углерода C_{δ}^P , участвующего в процессе газификации, будет меньше C^P и определяется по формуле (172):

$$C_{\delta}^P = 43 \frac{(100 - 5)}{100} = 40,9\%.$$

По уравнению (187) определяем

$$x = \frac{0,0389 \cdot 3784 \cdot 0,7 + 1,4 \cdot 27,9 - 4,72 \cdot 40,9 - 17,2 \cdot 4,6 - 0,662 \cdot 18 + 53,2 v_{в.з}}{0,186 v_{в.з}} = 286 - \frac{771}{v_{в.з}}.$$

Из уравнения (190) находим r . Подставив в него принятые значения для K_p и η_2 , подсчитанные величины Q_H^P , C_{δ}^P и заданные H^P и W^P , получим

$$r^2 + 414r - 21003 = 0,$$

откуда $r = 45,7$.

Следовательно, по уравнению (189)

$$v_{в.з} = \frac{45,7}{x}.$$

Решив совместно уравнения (187) и (189), получим

$$x = CO = 16\%; \quad v_{в.з} = 2,85 \text{ м}^3/\text{кг}.$$

Подставив полученные значения в уравнения (184), (185), (5) и (6), определим содержание остальных компонентов генераторного газа. Состав влажного генераторного газа будет следующий:

$$CO = 16\%; \quad H_2 = 17,2\%; \quad CO_2 = 10,8\%; \quad H_2O = 8,8\% \text{ и } N_2 = 47,2\%.$$

Пересчет состава влажного газа на сухой осуществляется путем деления численного значения каждого компонента газа на $\left(\frac{100 - H_2O}{100} \right)$. Получим следующий состав сухого газа:

$$CO = 17,5\%; \quad H_2 = 18,9\%; \quad CO_2 = 11,8\% \text{ и } N_2 = 51,8\%.$$

Для проверки правильности расчета состава газа определяем η_2 по теплотворности $Q_H^{в.з}$ полученного состава влажного газа и выходу $v_{в.з}$ влажного газа из 1 кг топлива, по уравнению (168)

$$Q_H^{в.з} = 30,5 \cdot 16 + 25,7 \cdot 17,2 = 930 \text{ ккал/м}^3,$$

$$\eta_2 = \frac{2,85 \cdot 930}{3784} = 0,70.$$

Полученное значение η_2 совпадает с принятым при расчете, что подтверждает точность расчета.

Введем метан в состав газа. Для этого пересчитаем значения компонентов сухого газа, умножая их численное значение на $\left(\frac{100 - CH_4}{100} \right)$, т. е. на $\frac{100 - 1,5}{100} = 0,985$.

Получим газ следующего состава: $CO = 17,2\%$, $H_2 = 18,6\%$, $CO_2 = 11,6\%$, $CH_4 = 1,5\%$ и $N_2 = 51,1\%$.

Теплотворность сухого газа определяем по формуле (158):

$$Q_H^z = 30,5CO + 25,7H_2 + 85,2CH_4 = 30,5 \cdot 17,2 + 25,7 \cdot 18,6 + 85,2 \cdot 1,5 = 1130 \text{ ккал/м}^3.$$

Выход сухого газа находим по формуле

$$v_c = \frac{v_{в.з} \cdot 100}{100 + H_2O} = \frac{2,85 \cdot 100}{100 + 8,8} = 2,62 \text{ м}^3/\text{кг}.$$

Количество неразложившейся воды во влажном газе

$$g_{в} = \frac{H_2O \cdot 18}{22,4} = \frac{0,088 \cdot 18}{22,4} = 0,071 \text{ кг/м}^3.$$

Определяемый по теплотворности Q_H^z сухого газа и выходу v_c сухого газа коэффициент $\eta_2 = 0,78$ отличается от принятого при расчете значения, так как в расчетных уравнениях не учитывалось содержание CH_4 .

Расчет состава газа при прямом процессе газификации

Особенностью прямого процесса газификации, как указывалось выше, является то, что в нем участвуют не все составные части топлива.

Легучие и влага топлива при нагревании выделяются и смешиваются с основным генераторным газом, образующимся в активной зоне.

Ниже приведен расчет газа из антрацита.

Выход продуктов сухой перегонки из антрацита очень мал и, по данным проф. Н. Н. Доброхотова, составляет следующие величины:

1. В двуокись углерода переходит 10% кислорода антрацита.
2. В окись углерода переходит весь оставшийся кислород за вычетом кислорода, перешедшего в двуокись углерода.
3. В сероводород переходит 80% серы, остальные 20% серы переходят в золу.
4. В водород газа переходит часть водорода, оставшегося после реакции образования сероводорода.

Для расчета принимаем следующий состав горючей массы антрацита: $C^z = 94,71\%$; $H^z = 1,97\%$; $S^z = 1\%$; $N_2^z = 1,26\%$ и $O^z = 1,06\%$.

Состав рабочего топлива определяем, принимая, что $W^p = 5\%$ и $A^c = 7\%$.

В рабочем топливе содержится золы

$$A^p = A^c \frac{(100 - W^p)}{100} = 7 \cdot \frac{(100 - 5)}{100} = 6,65\%$$

Балласт топлива

$$W^p + A^p = 5 + 6,65 = 11,65\%$$

Определяем состав рабочего топлива, пользуясь для углерода формулой

$$C^p = C^c \frac{100 - (A^p + W^p)}{100}$$

и аналогичными формулами для других компонентов.

Получаем: $C^p = 83,68\%$; $H^p = 1,74\%$; $S^p = 0,88\%$; $N^p = 1,11\%$; $O^p = 0,94\%$; $W^p = 5\%$ и $A^p = 6,65\%$.

Теплотворность топлива равна 7175 ккал/кг.

Определим состав рабочего топлива в молях, разделив величину каждого компонента в кг на молекулярный вес элемента. Расчет ведем на 100 кг топлива.

$$C^p = \frac{83,68}{12} = 6,9733; \quad N^p = \frac{1,11}{28} = 0,0396;$$

$$H^p = \frac{1,74}{2} = 0,87; \quad O^p = \frac{0,94}{32} = 0,0294;$$

$$S^p = \frac{0,88}{32} = 0,0275; \quad W^p = \frac{5}{18} = 0,2778.$$

Определим выход продуктов сушки топлива и сухой перегонки, получающихся при газификации антрацита.

1. Двоокись углерода. Принимаем, что 10% кислорода переходит в двоокись углерода.

Расход

Приход

Кислород 0,0029 моля
Углерод 0,0029

Двоокись углерода 0,0029 моля

2. Окись углерода. В окись углерода переходит весь оставшийся после образования двоокси кислорода.

Расход

Приход

Кислород 0,0265 моля
Углерод 0,0530

Окись углерода . . 0,0530 моля

3. Сероводород. В сероводород переходит 80% серы.

Расход

Приход

Сера 0,022 моля
Водород 0,022

Сероводород . . . 0,022 моля

4. Сера в золе. В золу переходит оставшая часть серы. По разности в золу переходит 0,0055 моля серы.

5. Водород. Оставшийся после образования сероводорода водород переходит в газ. По разности переходит в газ свободного водорода $0,870 - 0,022 = 0,848$ моля.

Данные по выходу продуктов сухой перегонки сведены в табл. 26.

Выход продуктов сухой перегонки

Таблица 26

Газ	Количество молей	Содержание в %	
		во влажном газе	в сухом газе
Двоокись углерода	0,0029	0,2	0,3
Окись углерода	0,0530	4,4	5,7
Сероводород	0,0220	1,8	2,4
Водород	0,8480	70,5	91,6
Водяной пар	0,2778	23,1	—
Всего	1,2037	100	100

Объем влажного газа составляет $1,2037 \cdot 22,4 = 27 \text{ м}^3$; объем сухого газа $0,9259 \cdot 22,4 = 20,7 \text{ м}^3$.

Определим весовое количество продуктов сушки и сухой перегонки:

$$\begin{aligned} \text{CO}_2 &= 0,0029 \cdot 44 = 0,1276 \text{ кг;} \\ \text{CO} &= 0,0530 \cdot 28 = 1,484 \text{ " } \\ \text{H}_2\text{S} &= 0,022 \cdot 34 = 0,748 \text{ " } \\ \text{H}_2 &= 0,8480 \cdot 2 = 1,696 \text{ " } \\ \text{H}_2\text{O} &= 0,2778 \cdot 18 = 5,0004 \text{ " } \end{aligned}$$

$$\text{Итого} \dots 9,056 \text{ кг}$$

Определим состав топлива, переходящего в активную зону. Сначала определяем потери углерода с уносимой пылью.

По экспериментальным данным количество уносимой пыли при газификации антрацита составляет 1 г/нм^3 . Из 100 кг антрацита получаем 500 нм^3 газа. Предположим, что пыль состоит из чистого углерода, тогда количество углерода в уносимой пыли будет $\frac{1 \cdot 500}{1000 \cdot 12} = 0,0417$ моля.

Потерю углерода с золой и шлаком принимаем равной 2%, т. е. $0,02 \cdot 6,9733 = 0,1395$ моля.

Состав топлива, переходящего в активную зону, следующий:

$$C^p = 6,9733 - (0,0029 + 0,0530 + 0,0417 + 0,1395) = 6,7362;$$

$$H^p = 0,87 - (0,848 + 0,022) = 0;$$

$$O^p = 0,0294 - (0,0029 + 0,0265) = 0;$$

$$S^p = 0,0275 - (0,0220 + 0,0055) = 0.$$

Следовательно, в активную зону поступает 6,7362 моля углерода и 0,0396 моля азота.

При получении смешанного газа в активную зону вместе с воздухом вводят водяной пар. Для предупреждения шлакования золы количество вводимого пара увеличивают до 55% от веса углерода топлива.

Таким образом, на 100 кг топлива вводят водяного пара

$$0,55C^p = 0,55 \cdot 83,68 \approx 46 \text{ кг или } 2,5556 \text{ моля.}$$

Составим уравнения для определения состава газа, образующегося в активном слое топлива. Для этого воспользуемся уравнениями материального и теплового баланса и уравнением константы равновесия реакции водяного газа.

1) Баланс углерода

$$CO + CO_2 = 6,7362 \text{ моля.}$$

2) Баланс водорода

$$H_2 + H_2O = 2,5556 \text{ моля.}$$

3) Баланс кислорода

$$2CO_2 + CO = \frac{N_2}{1,9} + H_2.$$

4) Константа равновесия водяного газа

$$K_p = \frac{CO \cdot H_2O}{CO_2 \cdot H_2} = 2.$$

5) Баланс тепла.

Баланс тепла складывается из прихода и расхода тепла в процессе газификации. Тепло, вносимое с топливом, расходуется на теплотворность образующегося газа, на нагрев газов и паров, выходящих из газогенератора, на подогрев воздуха и пара, поступающих в газогенератор, на теплотворность летучих, выходящих из газогенератора, а остальная часть теряется в окружающую среду.

Приход тепла

1. Теплотворность 100 кг топлива:

$$Q_m = Q_n^p 100 = 7175 \cdot 100 = 717\,500 \text{ ккал.}$$

Тепло, вводимое с паро-воздушной смесью, нагретой до температуры 170°, определяется по следующим данным.

Количество воздуха, поступающего в газогенератор, на 1 кг антрацита 3,71 нм³; удельный вес воздуха 1,23 кг/нм³ при температуре 15°. Следовательно, на 100 кг антрацита расходуется

3,71 · 1,23 · 100 = 456 кг воздуха. Количество вводимого пара 46 кг. Теплота перегретого пара 672,4 ккал/кг. Тогда

$$Q_{n.в.с} = 456 \cdot 0,24 \cdot 170 + 672,4 \cdot 46 = 49\,535 \text{ ккал.}$$

Всего введено тепла в процесс 767 035 ккал.

Распределяется тепло следующим образом:

Топливо	93,5%
Нагретый пар	4,0%
Нагретый воздух	2,5%

Расход тепла

1. Теплотворность продуктов сухой перегонки.

$$\begin{aligned} \text{Теплотворность } CO &= 0,0530 \cdot 68\,220 = 3\,616 \text{ ккал} \\ H_2 &= 0,8480 \cdot 57\,810 = 49\,023 \text{ ккал} \\ H_2S &= 0,0220 \cdot 123\,920 = 2\,726 \text{ ккал} \end{aligned}$$

Всего 55 365 ккал

2. Потери тепла с углеродом в золе, шлаке и пыли. Предполагаем, что с золой и шлаком теряется 2% углерода, а с пылью 0,0417 моля углерода. Тогда потеря углерода в молях составит

$$0,02 \cdot 6,9733 + 0,0417 \approx 0,181 \text{ моля.}$$

Количество тепла, потерянного с углеродом в золе, шлаке и уносимой пыли

$$Q_{n.у} = 8100 \cdot 12 \cdot 0,181 = 17\,593 \text{ ккал.}$$

3. Расход тепла на подогрев воздуха, испарение и перегрев пара был подсчитан выше

$$Q_{n.в.с} = 49\,535 \text{ ккал.}$$

4. Потери тепла в окружающую среду примем равными 5% от тепла топлива

$$Q_{o.с} = 0,05 \cdot 717\,500 = 35\,875 \text{ ккал.}$$

5. Потери тепла на нагрев продуктов сухой перегонки. Принимаем, что температура газов, выходящих из газогенератора, 400°.

Определим теплосодержание продуктов сухой перегонки: CO, H₂, H₂S, CO₂ и H₂O при температуре 400°. Данные по теплоемкости берем из табл. 23 и 25.

$$\begin{aligned} \mu_{pCO} r_{CO} t &= (6,91 + 0,63 \cdot 10^{-3} \cdot 400) \cdot 0,0530 \cdot 400 = 153 \text{ ккал} \\ \mu_{pH_2} r_{H_2} t &= (6,9 + 0,21 \cdot 10^{-3} \cdot 400) \cdot 0,8480 \cdot 400 = 2\,69 \text{ ккал} \\ \mu_{pH_2S} r_{H_2S} t &= 0,022 \cdot 400 \cdot 0,393 \cdot 22,4 = 77 \text{ ккал} \\ \mu_{pCO_2} r_{CO_2} t &= (8,95 + 3,32 \cdot 10^{-3} \cdot 400) \cdot 0,0029 \cdot 400 = 12 \text{ ккал} \\ \mu_{pH_2O} r_{H_2O} t &= (7,85 + 1,31 \cdot 10^{-3} \cdot 400) \cdot 0,277 \cdot 400 = 928 \text{ ккал} \end{aligned}$$

Всего 3539 ккал

Потери тепла на нагрев газов и продуктов сухой перегонки составляют всего 161 907 ккал и распределяются следующим образом:

Теплотворность продуктов сухой перегонки	34,1%
Потери тепла с углеродом в золе и шлаке	10,9%
Расход тепла на испарение воды, перегрев пара и нагрев воздуха	30,6%
Потери тепла в окружающую среду	22,2%
Расход тепла на нагрев продуктов сухой перегонки	2,2%

Разность между приходом и расходом тепла используется на полезные реакции образования газа и на нагрев образующихся газов.

В данном случае разность тепла составляет

$$767\,035 - 161\,907 = 605\,128 \text{ ккал.}$$

Составим уравнение баланса тепла.

Коэффициенты при компонентах газа CO и H₂ в левой части уравнения будут представлять собой сумму теплотворности 1 моля данного газа и теплоты нагрева данного газа до принятой при расчете температуры.

При остальных компонентах множители будут представлять теплоту нагрева 1 моля данного газа до заданной расчетной температуры.

Правой частью уравнения является разность между приходом и расходом тепла, равная 605 128 ккал.

Примем температуру газа при выходе из газогенератора $t_g = 400^\circ$.

Составной частью коэффициентов при CO и H₂ является теплотворность 1 моля из этих газов: 68 220 CO + 57 810 H₂.

Другой составной частью коэффициентов при CO и H₂ и коэффициентов при CO₂, N₂ и H₂O является теплота нагрева, определяемая после подсчета истинной теплоемкости при температуре 400° следующим образом:

$$28\,65\text{CO} + 4111\text{CO}_2 + 2794\text{H}_2 + 3350\text{H}_2\text{O} + 2852\text{N}_2.$$

Окончательно уравнение баланса тепла имеет следующий вид:

$$71\,085\text{CO} + 60\,604\text{H}_2 + 4111\text{CO}_2 + 3350\text{H}_2\text{O} + 2852\text{N}_2 = 605\,128.$$

Таким образом, для нахождения пяти неизвестных имеем пять уравнений:

$$1) \text{CO} + \text{CO}_2 = 6,7362;$$

$$2) \text{H}_2 + \text{H}_2\text{O} = 2,5556;$$

$$3) 2\text{CO}_2 + \text{CO} = \frac{\text{N}_2}{1,9} + \text{H}_2\text{O};$$

$$4) \frac{\text{CO} \cdot \text{H}_2\text{O}}{\text{CO}_2 \cdot \text{H}_2} = 2;$$

$$5) 71\,085 \text{CO} + 60\,604 \text{H}_2 + 4111 \text{CO}_2 + 3350 \text{H}_2\text{O} + 2852 \text{N}_2 = 605\,128.$$

Вычитая из третьего уравнения первое, получим производное уравнение для определения содержания CO₂:

$$\text{CO}_2 = \frac{\text{N}_2}{1,9} + \text{H}_2\text{O} - 6,7362.$$

Подставляя полученное выражение CO₂ в первое уравнение и сокращая, получаем производное уравнение для определения содержания CO:

$$\text{CO} = 13,4724 - \frac{\text{N}_2}{1,9} - \text{H}_2\text{O}.$$

Подставляя затем полученные выражения для CO₂ и CO в четвертое уравнение, получаем

$$\frac{(13,4724 - \frac{\text{N}_2}{1,9} - \text{H}_2\text{O}) \text{H}_2\text{O}}{(\frac{\text{N}_2}{1,9} + \text{H}_2\text{O} - 6,7362) \text{H}_2} = 2.$$

Заменим в этом уравнении H₂ по второму уравнению, тогда

$$(\text{H}_2\text{O})^2 + (\frac{\text{N}_2}{1,9} - 5,1112) \text{H}_2\text{O} - 2,69\text{N}_2 + 34,43 = 0.$$

Заменим в пятом уравнении CO и CO₂ через производные уравнения, а H₂ найдем из второго уравнения. Произведя подстановку и приведение подобных членов, получаем

$$\text{N}_2 = 14,8 - 3,83 \text{H}_2\text{O}.$$

Заменим в полученном ранее квадратном уравнении N₂ по данному уравнению; тогда

$$(\text{H}_2\text{O})^2 - 12,8\text{H}_2\text{O} + 5,3 = 0,$$

отсюда

$$\text{H}_2\text{O} = 0,4284; \text{H}_2 = 2,5556 - 0,4284 = 2,1272;$$

$$\text{N}_2 = 14,8 - 3,83 \cdot 0,4284 = 13,1592;$$

$$\text{CO}_2 = \frac{13,1592}{1,9} + 0,4284 - 6,7362 = 0,6181;$$

$$\text{CO} = 6,7362 - 0,6181 = 6,1181.$$

По полученным результатам составим таблицу расчетного состава газа из антрацита (табл. 27).

Теплотворность сухого газа

$$Q_n^* = 30,5 \cdot 26,9 + 25,7 \cdot 13 \approx 1155 \text{ ккал/нм}^3.$$

Выход сухого газа

$$(23,6547 - 0,7062) \cdot 22,4 \approx 514 \text{ нм}^3, \text{ или } 5,14 \text{ нм}^3/\text{кг}.$$

Выход влажного газа

$$23,6547 \cdot 22,4 \approx 530 \text{ нм}^3, \text{ или } 5,3 \text{ нм}^3/\text{кг антрацита}.$$

Таблица 27

Расчетный состав газа из антрацита

Газ	Состав газа в молях			Содержание в %	
	от сухой перегонки	от газификации топлива	Всего	во влажном газе	в сухом газе
Двуокись углерода	0,0029	0,6181	0,6210	2,6	2,7
Оксид углерода	0,0530	6,1181	6,1711	26,1	26,9
Сероводород	0,0220	—	0,0220	0,1	0,1
Водород	0,8480	2,1272	2,9752	12,6	13,0
Водяной пар	0,2778	0,4284	0,7062	3,0	—
Азот	—	13,1592	13,1592	55,6	57,3
Всего	1,2037	22,4510	23,6547	100	100

Влажность газа

$$\frac{0,7062 \cdot 18 \cdot 1000}{514} = 24,7 \text{ г/нм}^3 \text{ сухого газа.}$$

Расход воздуха на 100 кг топлива

$$\frac{13,1592 \cdot 22,4}{0,79} \approx 373 \text{ нм}^3, \text{ или } 3,73 \text{ нм}^3 \text{ кг антрацита.}$$

Количество водяного пара на 1 нм³ воздуха

$$\frac{46 \cdot 1000}{373} \approx 123 \text{ г/нм}^3.$$

К. п. д. газогенератора

$$\eta_g = \frac{1155 \cdot 5,14 \cdot 100}{7175} \approx 83\%.$$

С помощью произведенного расчета состава газа можно определить все показатели процесса газификации. Составим тепловой баланс процесса газификации антрацита.

Тепловой баланс процесса газификации антрацита следующий:

Приход тепла

Теплотворность топлива	717 500 ккал
Тепло, введенное с паро-воздушной смесью	49 535 ккал

Всего . . . 767 035 ккал — 100%

Расход тепла

	в ккал	в %
Теплотворность газа	1155 · 514 = 593 670	77,3
Потери тепла в окружающую среду	35 875	4,7
Потери тепла с углеродом в золе, шлаке и с уносимой пылью	17 593	2,3
Тепло, затраченное на испарение воды, перегрев пара и нагрев воздуха	49 535	6,5
Тепло, затраченное на испарение воды, содержащейся в газе 10 500 · 0,7062	7 415	1,0
Потери тепла на нагрев газа и водяного пара, выходящего из газогенератора (по разности)	62 947	8,2

Определим температуру газа, выходящего из газогенератора, методом подбора.

Теплосодержание газов при температуре 400° в ккал

$$\mu_{C_p CO} r_{CO} t = (6,91 + 0,63 \cdot 10^{-3} \cdot 400) \cdot 6,1711 \cdot 400 = 17 679$$

$$\mu_{C_p CO_2} r_{CO_2} t = (8,95 + 3,32 \cdot 10^{-3} \cdot 400) \cdot 0,6210 \cdot 400 = 2 553$$

$$\mu_{C_p H_2S} r_{H_2S} t = 0,022 \cdot 400 \cdot 0,393 \cdot 22,4 = 77$$

$$\mu_{C_p H_2O} r_{H_2O} t = (7,85 + 1,31 \cdot 10^{-3} \cdot 400) \cdot 0,7062 \cdot 400 = 2 365$$

$$\mu_{C_p H_2} r_{H_2} t = (6,9 + 0,21 \cdot 10^{-3} \cdot 400) \cdot 2,9752 \cdot 400 = 8 312$$

$$\mu_{C_p N_2} r_{N_2} t = (6,89 + 0,6 \cdot 10^{-3} \cdot 400) \cdot 13,1592 \cdot 400 = 37 530$$

Всего 68 511

Теплосодержание газов при температуре 300° в ккал

$$\mu_{C_p CO} r_{CO} t = (6,91 + 0,63 \cdot 10^{-3} \cdot 300) \cdot 6,1711 \cdot 300 = 13 143$$

$$\mu_{C_p CO_2} r_{CO_2} t = (8,95 + 3,32 \cdot 10^{-3} \cdot 300) \cdot 0,6210 \cdot 300 = 1 853$$

$$\mu_{C_p H_2S} r_{H_2S} t = 0,022 \cdot 300 \cdot 0,382 \cdot 22,4 = 56$$

$$\mu_{C_p H_2O} r_{H_2O} t = (7,85 + 1,31 \cdot 10^{-3} \cdot 300) \cdot 0,7062 \cdot 300 = 1 746$$

$$\mu_{C_p H_2} r_{H_2} t = (6,9 + 0,21 \cdot 10^{-3} \cdot 300) \cdot 2,9752 \cdot 300 = 6 215$$

$$\mu_{C_p N_2} r_{N_2} t = (6,89 + 0,6 \cdot 10^{-3} \cdot 300) \cdot 13,1592 \cdot 300 = 27 911$$

Всего 50 924

Интерполируя, находим температуру газов

$$t_g = 300 + \frac{(62 947 - 50 924) \cdot 100}{68 516 - 50 924} = 368^\circ.$$

Расхождение между принятой при расчете температурой газов, равной 400°, и полученной температурой 368° невелико, и пересчет для уточнения температуры производить не следует.

Расхождение между условным к. п. д. газогенератора и определенным по тепловому балансу объясняется тем, что в последнем случае теплотворность газа отнесена не к теплотворности топлива, а к общему количеству использованного тепла.

ВЛИЯНИЕ РАЗЛИЧНЫХ ФАКТОРОВ НА ПРОЦЕСС ГАЗИФИКАЦИИ

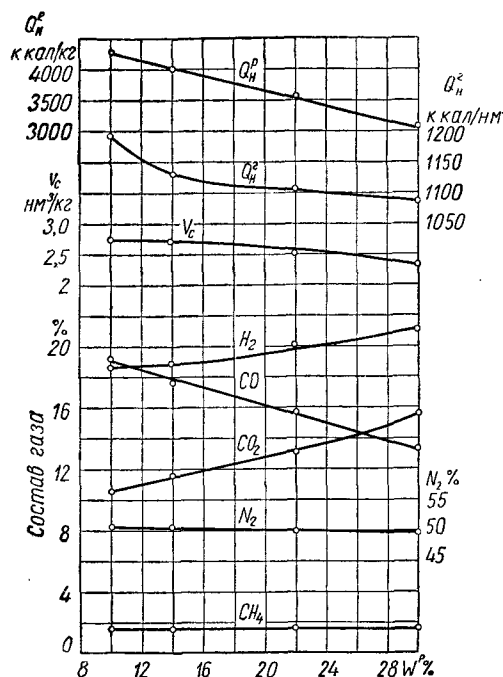
Состав и теплотворность генераторного газа, получаемого в результате газификации топлива, могут изменяться в зависимости от различных причин, оказывающих в той или иной степени влияние на течение процесса газификации.

Основными факторами, влияющими на процесс газификации, являются теплотворность топлива и размеры его кусков, расход газа, присадка пара при газификации высокоуглеродистых топлив, высота активного слоя и ряд других факторов, зависящих от газифицируемого топлива и принятых параметров газогенератора.

Влияние качества топлива на теплотворность газа

В составе рабочего топлива, принятого для газификации в данном газогенераторе, при сохранении неизменной горючей массы топлива могут изменяться зольность A^c и влажность W^p , влияющие на теплотворность топлива. Может изменяться и размер кусков топлива.

С увеличением влажности W^p теплотворность топлива уменьшается. Вследствие этого уменьшается количество тепла, выделяющегося в окислительной зоне генератора, температура падает и скорость реакций снижается. Количество тепла, переносимого газами в восстановительную зону, уменьшается, и поэтому уменьшаются скорости реакций восстановления CO_2 и разложения H_2O . В результате качество газа ухудшается, в нем увеличивается содержание CO_2 и неразложившихся водяных паров.



Фиг. 12. Состав газа, его теплотворность и выход газа в зависимости от влажности торфобрикетов.

показывает, что состав газа и его теплотворность в значительной степени зависят от влажности.

При изменении влажности W^p от 10 до 30% теплотворность газа снижается от 1200 до 1070 ккал/нм³.

Экспериментальные данные также подтверждают это положение.

На фиг. 12 изображены расчетные кривые изменения состава газа, его теплотворности и выход v_g газа из торфобрикетов.

Для уменьшения избыточной влаги при газификации древесных чурок часть влажных газов, образующихся при сушке и сухой перегонке, удаляют из бункера газогенератора. При этом увеличивается поступление в газогенератор воздуха и сгорает часть сухого топлива, а выделившееся при сгорании тепло расходуется на испарение избыточной влаги. Таким способом удается получить газ

с большей теплотворностью, чем при газификации влажного топлива без удаления влаги.

По данным ЦНИИМЭ, в результате удаления влаги из бункера при газификации дров-швырка (длиной 500 мм) с влажностью $W^p = 50\%$ удавалось достигать почти 100% мощности двигателя, получаемой при работе двигателя на газе из сухих древесных чурок.

Тугоплавкая зола с температурой плавления более 1200° не препятствует течению процесса газификации при зольности торфобрикетов $A^c = 8-10\%$. При более высоком содержании золы концентрация ее в образующемся торфяном коксе быстро возрастает, а углерода понижается. При этом уменьшается поверхность контактирования газа при гетерогенных реакциях, ухудшается качество газа.

Содержание золы в торфяном коксе можно установить расчетным путем, если допустить, что в фурменном поясе из горючей массы торфобрикетов выделились все летучие, а зола целиком перешла в торфяной кокс.

Зольность A^k коксового остатка топлива после сухой перегонки выражается формулой (104):

$$A^k = \frac{A^p 100}{100 - (W^p + L^p)} \%,$$

где A^p — содержание золы в рабочем топливе в %;

W^p — влажность рабочего топлива в %;

L^p — содержание летучих в рабочем топливе в %.

Зольность A^p рабочего топлива при заданной зольности A^c сухой массы определяют по формуле

$$A^p = \frac{A^c (100 - W^p)}{100}.$$

Содержание летучих в рабочем топливе выражается формулой (102):

$$L^p = L^z \frac{100 - (W^p + A^p)}{100} \%,$$

где L^z — содержание летучих в горючей массе топлива в %.

Таким образом, для определения зольности A^k коксового остатка необходимо знать W^p , A^c и L^z .

Пример. Определим содержание золы в коксе из торфобрикетов, характеризующихся следующими величинами:

$$W^p = 10\%, \quad A^c = 10,4\% \quad \text{и} \quad L^z = 66,2\%.$$

Определим

$$A^p = \frac{10,4 (100 - 10)}{100} = 9,36\%.$$

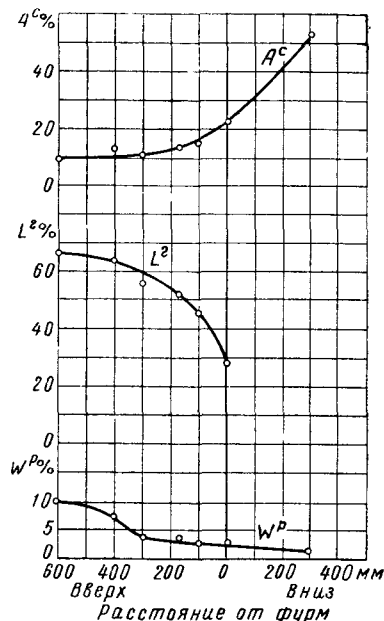
$$L^p = 66,2 \frac{100 - (10 + 9,36)}{100} \approx 53,4\%$$

$$A^k = \frac{9,36 \cdot 100}{100 - (10 + 53,4)} \approx 25,60\%$$

Таким образом, зольность торфяного кокса увеличилась почти в 2,5 раза.

В действительных условиях летучие при сухой перегонке выделяются неполностью, и небольшое их количество (10—12%) остается в коксе. Влажность кокса также снижается только до 2—3%. В связи с этим зольность кокса в действительности немного ниже.

На фиг. 13 показаны изменения содержания в торфобрикете золы, влаги и летучих в горючей массе в бункере газогенератора трактора ГБ-58 и в торфяном коксе, заполняющем камеру газификации. Из кривых видно, что в нижней части камеры содержание золы повышается до 52%.



Фиг. 13. Изменение в составе торфобрикетов в бункере и кокса в камере газификации.

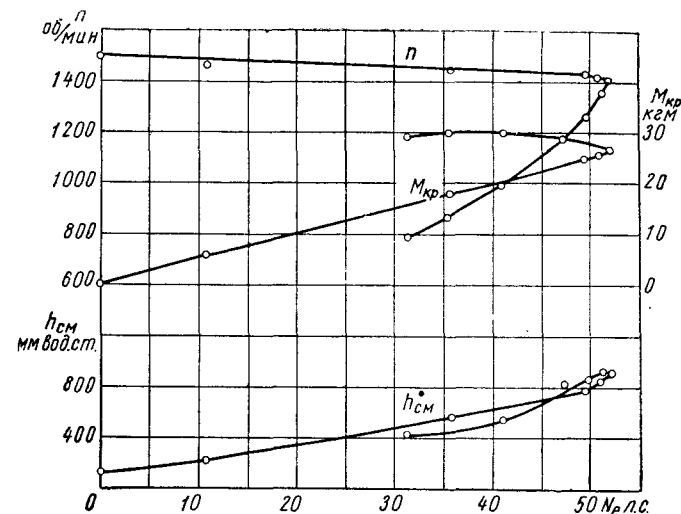
Эти данные характерны тем, что показывают границу зоны сухой перегонки, расположенную на 300 мм выше фурменного пояса. В этой зоне начинается интенсивное выделение летучих из торфобрикетов. Из кривых (фиг. 13) следует, что зольность торфяного кокса увеличивается до 20% в фурменном поясе при исходном содержании золы в торфобрикете $A^c = 10,4\%$.

Газификация мельчевских торфобрикетов с зольностью $A^c = 20,4\%$ показала, что зольность торфяного кокса повысилась на уровне фурм до 45%.

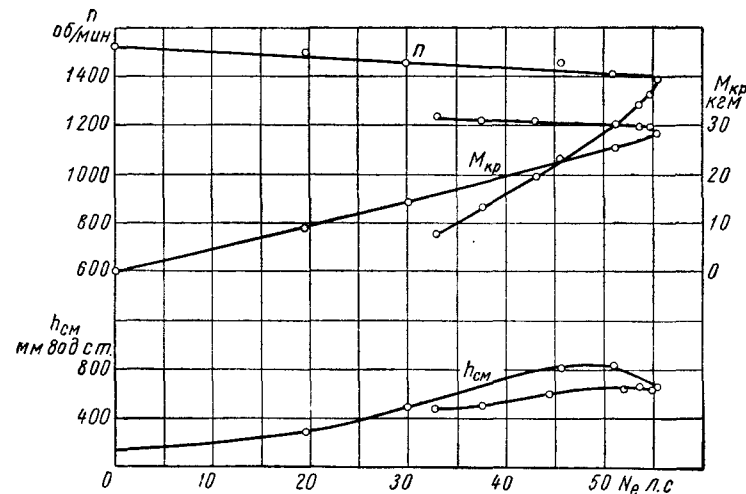
Особенно затруднительна газификация торфобрикетов с легкоплавкой золой, имеющей температуру плавления ниже 1000—1100°. В этом случае даже при незначительном содержании золы в топливе

происходит почти полное шлакование ее, зола сплавляется ниже фурменного пояса в крупные комья шлака, препятствующего нормальной осадке топлива. Поэтому газификация таких торфобрикетов в стандартных газогенераторах (без специальных приспособлений и конструктивных изменений) невозможна. Меры борьбы с шлакованием золы сводятся к снижению концентрации воздуха, более равномерному распределению его в окислительной зоне, введению большего числа фурм и вводу пара для гранулирования шлака.

При применении всех перечисленных выше способов борьбы с шлакованием золы при обратном процессе газификации в топливе должно содержаться не более 10% золы.



Фиг. 14. Число оборотов n вала двигателя, крутящий момент $M_{кр}$ двигателя и разрежение $h_{см}$ перед смесителем газа при работе двигателя на газе из дулевских торфобрикетов длиной 140 мм.



Фиг. 15. Число оборотов n вала двигателя, крутящий момент $M_{кр}$ двигателя и разрежение $h_{см}$ перед смесителем газа при работе двигателя на газе из дулевских торфобрикетов длиной 70 мм.

От размеров кусков топлива в значительной степени зависит течение процесса газификации, гидравлическое сопротивление слоя и содержание смолы в газе. При очень малых размерах кусков битуминозного топлива увеличивается его реагирующая поверхность и ускоряется прогрев кусков, сопровождаемый обильным выделением смолистых паров, загрязняющих газ. При больших размерах кусков топливо зависает в бункере, что ухудшает нормальную осадку топлива. Нормальная длина кусков топлива не должна превышать 0,1 диаметра бункера. От выбранных размеров кусков топлива зависит осадка топлива и порозность слоя образующегося кокса в камере газификации, что влияет на теплотворность газа и мощность двигателя.

По опытам, проведенным в НАТИ, при длине кусков дулевских торфобрикетов 140 мм, ширине 63 мм и толщине 20—40 мм ($W^p = 15,4\%$, $A^c = 5,5\%$ и $L^c = 71,6\%$) достигалась мощность двигателя Г-58 (приведенная по ГОСТ 491-41) 51,8 л. с. при 1400 об/мин (фиг. 14).

При уменьшении длины тех же брикетов до 70 мм мощность двигателя увеличилась до 55,5 л. с. (фиг. 15). Время разжигания антрацита сокращается по времени в 1,5 раза при уменьшении размеров кусков с 13—25 до 6—13 мм.

Таким образом, при увеличении поверхности кусков топлива до определенной величины улучшается течение процесса газификации.

Если куски топлива очень мелки, то увеличивается сопротивление слоя и количество уносимой пыли, а при битуминозных топливах увеличивается также содержание смолы в газе.

Зависимость состава газа от его расхода

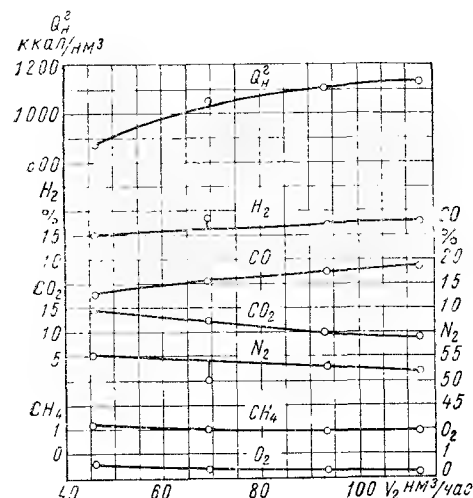
От расхода газа зависит количество воздуха, поступающего в газогенератор, и количество тепла, выделяющегося в окислительной зоне активного слоя топлива в газогенераторе. С увеличением расхода газа повышается температура и скорость реакций в активной зоне.

Как указывалось выше, с повышением температуры константа равновесия эндотермических реакций восстановления CO_2 и разложения воды сдвигается в сторону увеличения содержания в газе CO и H_2 . Поэтому с увеличением расхода газа теплотворность его повышается. Количество неразложившейся двуокиси углерода уменьшается. Вследствие этого увеличивается доля горючей части газа.

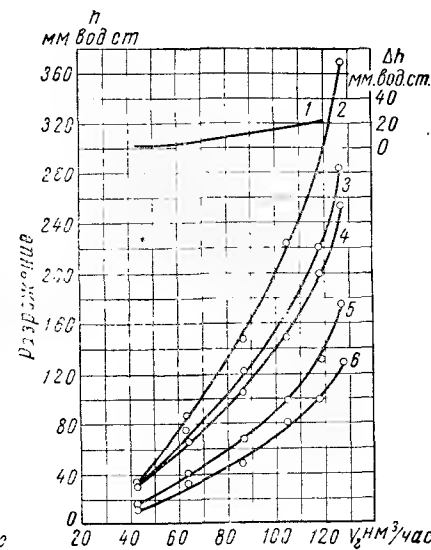
На фиг. 16 показаны кривые изменения состава и теплотворности газа из дулевских торфобрикетов (того же состава, что и указанные выше) при газификации их в газогенераторе ГБ. Аналогичные по характеру кривые были получены и при газификации топлива других видов в газогенераторах.

С увеличением расхода газа гидравлические потери в газогенераторе увеличиваются пропорционально квадрату расхода газа (фиг. 17).

Количество уносимой пыли также возрастает с увеличением расхода газа. Содержание смолы в газе с увеличением расхода газа



Фиг. 16. Состав и теплотворность газа из дулевских торфобрикетов в зависимости от расхода газа.



Фиг. 17. Гидравлические потери газогенератора в зависимости от расхода газа:

1 — сопротивление Δh слоя топлива в мм вод. ст.; 2 — разрежение после газогенератора; 3 — разрежение в бункере; 4 — разрежение в зольнике; 5 — разрежение в трубе паро-воздушной смеси; 6 — разрежение в воздушной трубе.

уменьшается, так как температура в активном слое повышается, что ведет к более полному разложению смол.

Изменение состава газа в зависимости от высоты активного слоя топлива

Высота активного слоя, как указывалось выше, зависит от размеров кусков топлива. С уменьшением высоты слоя физическое тепло газа используется не полностью для восстановления CO_2 и разложения H_2O , поэтому температура газов, выходящих из активного слоя, возрастает.

Высота слоя влияет и на теплотворность газа. При изменении, например, высоты активного слоя от 270 до 525 мм в процессе газификации древесного угля с паро-воздушным дутьем теплотворность угля увеличилась соответственно от 1200 до 1450 ккал/м³.

С повышением высоты активного слоя топлива увеличивается его тепловая инерция. При быстром изменении нагрузки газогенератора по расходу газа изменение температуры выходящего газа и его теплотворности происходит медленнее, так как слой большой высоты остывает медленно.

Это обстоятельство оказывает некоторое благоприятное влияние на лучшую приспособляемость газогенераторного трактора к кратковременной перегрузке.

В газогенераторах прямого процесса с срединным отбором газа при газификации топлив, содержащих 10—15% летучих, с повышением высоты активного слоя топлива возможно небольшое увеличение смолосодержания газа.

В газогенераторах обратного процесса при газификации битуминозных топлив с механически непрочным коксом увеличение высоты активного слоя приводит к значительному повышению сопротивления при движении газа и поэтому высоту слоя ограничивают величиной 250—270 мм. Тем не менее и при такой высоте возможно в отдельных местах забивание слоя, вследствие чего появляется необходимость производить шуровку слоя качающейся колосниковой решеткой.

Влияние подогрева топлива и воздуха на качество газа

При использовании физического тепла газа, выходящего из газогенератора, улучшается экономичность последнего и повышается теплотворность газа.

При подогреве топлива в бункере газогенератора с обратным процессом газификации теплотворность газа увеличивается на 6%.

В случае подогрева воздуха, поступающего в газогенератор, снижаются тепловые потери в окружающую среду и улучшается качество газа, что позволяет использовать для производства газа топливо большей влажности.

Подогрев паро-воздушного дутья в газогенераторах прямого процесса газификации позволяет увеличить ввод пара в газогенератор, что невозможно осуществить в зимнее время вследствие конденсации пара из-за сильного охлаждения в зольнике. При подогреве паро-воздушной смеси улучшается использование топлива и снижаются тепловые потери газогенератора на 5—6%.

Влияние присадки пара в процессе газификации высокоуглеродистых топлив

Смешанный генераторный газ из топлив с большим содержанием углерода (антрацита, полукокса и др.) получают при газификации с паро-воздушным дутьем. В этом случае пар смешивается с воздухом и паро-воздушная смесь подается в шахту газогенератора. Оптимальное количество водяного пара для газификации 1 кг нелетучего углерода¹ составляет 0,4 кг и зависит, таким образом, от содержания углерода в топливе. При увеличении количества вводимого пара более 0,6 кг на 1 кг углерода теплотворность газа снижается, в газе уменьшается содержание CO, увеличивается содержание H₂ и CO₂. Кроме того, растет количество неразложенного пара.

¹ Нелетучим углеродом называется углерод, содержащийся в коксовом остатке после выделения из топлива летучих

Изменение состава газа и его теплотворности Q_n^2 в зависимости от расхода воды G_g при газификации полукокса показано на фиг. 18, из которой видно, что если отношение $\frac{G_g}{G_p^p}$ становится более 50%,

то наблюдается уменьшение теплотворности газа. Однако подача пара обуславливается не только качеством газа, но и необходимостью уменьшить шлакование золы топлива. Зола антрацита плавится при температуре 1000—1200°, полукокса 1180°. Для предупреждения сильного шлакования необходимо увеличивать присадку пара с 40 до 50% к углероду топлива, что можно сделать без значительной потери теплотворности газа. Большее увеличение присадки пара приводит к резкому снижению теплотворности газа и уменьшению мощности двигателя.

Шлак с увеличением подачи пара в газогенератор становится более пористым, рыхлым, легко ломающимся. Наоборот, при уменьшении подачи пара ниже 40% по отношению к количеству углерода топлива шлак становится крепким, сильно проплавленным.

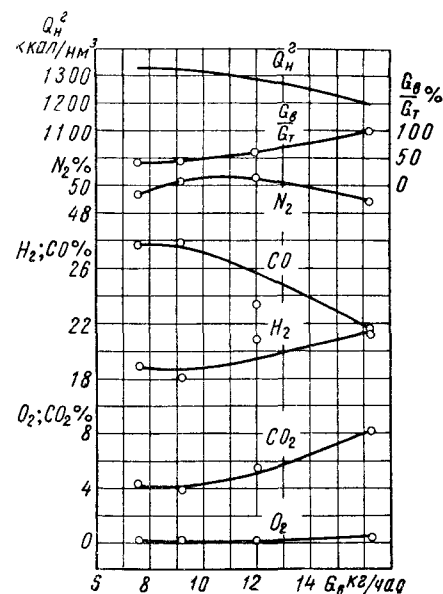
В связи с этим расход пара для газификации высокоуглеродистых топлив с шлакующей золой обычно устанавливают в размере 50% к расходу углерода в топливе.

Увеличение подачи пара сопровождается изменением температурного режима в слое топлива. Мелкозернистое топливо требует большего расхода пара, чем крупнокусковое, так как оно более склонно к шлакованию.

Расход пара при удалении шлака ручным способом больше, чем при вращающейся колосниковой решетке с механическим приводом.

Чем больше влажность рабочего топлива, тем меньше должна быть присадка пара. Это в меньшей степени относится к антрациту, так как он не склонен к увлажнению. Полукокк является пористым топливом и может легко поглощать влагу, поэтому при его газификации необходимо обращать внимание на количество вводимого пара, учитывая, что часть его находится в топливе в виде влаги.

С увеличением расхода пара растет удельное абсолютное количество разлагаемого пара, но степень разложения пара падает.



Фиг. 18. Состав, теплотворность газа и отношение расхода воды к расходу топлива в зависимости от расхода воды при газификации полукокса.

Степенью β разложения пара называется отношение количества разложенного пара к общему количеству введенного пара

$$\beta = \frac{g_a - f_r v_c}{g_a} 100 = \left(1 - f_r \frac{v_c}{g_a}\right) 100, \quad (191)$$

где g_a — весовое количество пара, введенного в час для газификации 1 кг топлива, в кг;

f_r — количество неразложенного водяного пара в 1 нм^3 газа в нм^3 .

Пример. При газификации антрацита вместе с воздухом вводят 0,6 кг пара на 1 кг топлива. В 1 нм^3 газа осталось неразложенного пара 0,02 кг. Выход газа из 1 кг топлива $v_c = 5,2 \text{ нм}^3$.

При этих условиях степень разложения пара

$$\beta = \left(1 - \frac{0,02 \cdot 5,2}{0,6}\right) 100 = 82,7\%.$$

Воздушное дутье и качество газа

При постоянном расходе газа количество воздуха, поступающего в газогенератор, остается постоянным. С увеличением или уменьшением сечения фурм скорость воздуха в них будет изменяться, но общее количество поступающего воздуха остается неизменным (при истечении в докритической области). Исследования Х. И. Колодцева [30] показали, что скорость воздуха не является основным фактором, влияющим на состав газа. Основным фактором, влияющим на увеличение отношения $\text{CO} : \text{CO}_2$, является температура, с повышением которой константа равновесия сдвигается в сторону большего выхода CO . Так как при изменении сечения фурм общее количество поступающего в газогенератор воздуха не изменяется, то остается неизменной и температура в окислительной зоне. Поэтому изменение скорости воздушного дутья в фурмах при постоянном расходе воздуха не влияет на состав газа. С уменьшением расхода воздуха снижается поступление кислорода, уменьшается количество реагирующего углерода, следовательно, меньше выделяется тепла в окислительной зоне и температура в активном слое снижается. Изменение скорости дутья при постоянном сечении фурм за счет изменяющегося количества воздуха в значительной степени влияет на состав и теплотворность газа.

Как указывает Х. И. Колодцев [30], скоростной фактор не оказывает влияния на соотношение продуктов реагирования в кислородной зоне $\frac{\text{CO}}{\text{CO}_2}$. Эти положения нашли подтверждение и в опытах д-ра техн. наук И. С. Мезина [25], проводившего исследования состава газа при различном числе и сечении фурм.

Опыты Н. Г. Юдушкина также подтвердили, что от изменения скорости воздушного дутья при постоянном расходе воздуха теплотворность газа не изменяется.

От количества фурм при газификации топлива с шлакующей золой зависит равномерность распределения шлака в камере газификации.

Для получения меньших по размеру кусков шлака применяют рассредоточенное дутье, увеличивая число фурм периферийного дутья до 20—24 шт. В этих случаях применяют комбинированное дутье (одновременно периферийное и центральное), так как при этом уменьшается шлакование золы.

В газогенераторах прямого процесса газификации скорость воздушного дутья в прозорах колосниковой решетки составляет 1—2 м/сек. Распределение паро-воздушного дутья в этих газогенераторах зависит от структуры шлаковой подушки. Периодическое шурование слоя шлака улучшает равномерность распределения его по сечению газогенератора. Неравномерность паро-воздушного дутья по сечению влияет на состав и теплотворность газа. Без периодической шуровки возможны прогары в слое, по которым устремляется воздух.

Непрерывная шуровка слоя, осуществляемая вращающимися колосниковыми решетками, предотвращает слипание шлака в крупные куски и способствует равномерному распределению воздуха по сечению шахты в газогенераторах прямого процесса газификации.

ВЫБОР КОНСТРУКЦИИ ГАЗОГЕНЕРАТОРА

Разработка конструкции газогенератора связана прежде всего с выбором типа процесса газификации топлива данного вида и получения из топлива силового газа.

Для обеспечения заданной мощности двигателя необходимо получить определенную теплотворность газа, которая зависит от принятых параметров — напряженности процесса газификации, высоты слоя и т. д. Размеры газогенератора зависят от его производительности и выбранных параметров процесса газификации.

Исходными данными для выбора конструкции газогенератора и определения его размеров являются следующие:

- 1) вид топлива, его состав, размер кусков и вес насыпного кубического метра топлива;
- 2) мощность двигателя, рабочий объем цилиндров, число оборотов вала двигателя в минуту;
- 3) расход топлива в час;
- 4) период загрузки топлива;
- 5) периодичность очистки зольника.

ВЫБОР ТИПА ПРОЦЕССА ГАЗИФИКАЦИИ

Основанием для выбора типа процесса газификации служат данные анализа топлива.

Для газификации битуминозных топлив с содержанием летучих в горючей массе более 15—20% применяют обратный процесс газификации. Особенностью этого процесса является разложение смолистых продуктов сухой перегонки при прохождении через раскаленный уголь.

Углеводороды, входящие в состав летучих, при отсутствии свободного кислорода разлагаются под действием высокой температуры (крекинг-процесс) на элементарные газы CO , H_2 , CO_2 и др. с выделением при этом свободного углерода. По данным исследований, при температуре 900° в конце первой минуты разлагается 40% углеводородов, а при температуре 1500° в течение 0,036 сек. все углеводороды могут разложиться на углерод и водород.

В газогенераторах обратного процесса газификации можно газифицировать и зольные битуминозные топлива при невысоком содержании тугоплавкой золы, однако в этом случае несколько повышается содержание смолы в газе.

Для более зольных битуминозных топлив (кусковой торф, бурый уголь с зольностью 15—20%) применяют двухзонный комбинированный процесс газификации, в котором топливо газифицируется по обратному процессу в газогенераторе с двухрядным фурменным поясом, а образующийся кокс — по прямому процессу с подачей воздуха снизу. В середине активного слоя потоки газов сливаются в общий, который выходит из газогенератора. Двухзонный процесс газификации применяют для получения силового газа в стационарных газогенераторах.

Высокоуглеродистые тощие топлива с малым содержанием летучих в горючей массе (антрацит, древесный уголь и полукокс) целесообразно газифицировать по прямому процессу с паро-воздушным дутьем и срединным отбором газа. При этом процессе поднимающиеся вверх газы отдают тепло нисходящему топливу. Вследствие присадки пара к воздушному дутью снижается температура в окислительной зоне и уменьшается шлакование золы.

При разложении пара в зоне восстановления газ обогащается водородом и окисью углерода: в этом случае температура выходящего газа снижается до $300\text{—}400^\circ$, а к. п. д. газогенератора повышается до 0,80—0,85.

Срединный отбор газа позволяет применять для прямого процесса топливо с содержанием до 10—12% летучих, так как последнее, проходя через раскаленный уголь, разлагается в зоне высокой температуры на элементарные газы.

При этом процессе зола выделяется в нижней части газогенератора и не препятствует течению процесса газификации. Зола не уносится из газогенератора, так как газ фильтруется в активном слое топлива, и поэтому количество уносимой пыли снижается до 1—2 г/м³ газа.

При малозольном топливе (зольность A_c не более 5—7%) газификация может производиться без удаления золы и шлака. При более повышенном содержании золы (7—12%) необходимо периодически удалять шлак и золу и, наконец, при большом содержании ее (более 12—15%) нужно непрерывно удалять шлак и золу.

Прямой процесс газификации широко распространен для получения силового газа из антрацита в небольших стационарных газогенераторных установках, а также для газификации антрацита в автомобильных газогенераторах.

Воздушный процесс при газификации таких топлив не применяют из-за высокой температуры в окислительной зоне и шлакования легкоплавкой золы. Этот процесс сопровождается значительными потерями физического тепла с нагретым газом. В данном случае максимальный к. п. д. газогенератора равен 0,7.

Горизонтальный поперечный процесс с воздушным дутьем применяют в автомобильных газогенераторах для газификации древесного угля. Тугоплавкая зола древесного угля (температура плавления золы $1500\text{—}1600^\circ$) в этом случае не шлакуется и, следовательно, не препятствуют течению процесса. Теплотворность получаемого газа 1100—1200 ккал/м³; к. п. д. газогенератора 0,65—0,7.

На тракторах газогенераторы с горизонтальным процессом не применяют, так как в этом случае вес газогенератора не имеет такого большого значения, как для автомобилей. Более важное значение для тракторных газогенераторов имеет теплотворность получаемого газа, которая при горизонтальном процессе сравнительно невелика.

Газификация топлива с шлакующей золой в газогенераторе с горизонтальным процессом представляет большие затруднения из-за плавления почти всей золы вследствие высокой температуры в окислительной зоне.

Скопление шлака препятствует опусканию топлива, что нарушает нормальный поток газа, вызывает перегрев стенок газогенератора и снижает теплотворность газа до 900—1000 ккал/м³.

РАСЧЕТ КОНСТРУКЦИИ ГАЗОГЕНЕРАТОРА

При расчете газогенератора, если задана производительность и даны результаты анализа топлива, основные размеры газогенератора определяют по параметрам, характеризующим процесс газификации.

К таким параметрам относятся следующие:

1. Интенсивность или напряженность процесса газификации, оцениваемая количеством тепла топлива, выделяющегося в течение 1 часа на 1 м² площади сечения фурменного пояса камеры газификации или сечения шахты. Эта величина обозначается через V и измеряется в ккал/м² час.

Очень часто величину напряженности процесса оценивают не в тепловых, а в весовых единицах — кг/м² час, т. е. оценивают количеством газифицирующегося в течение 1 часа топлива на площади 1 м² фурменного пояса газогенератора в обратном (или шахты в прямом) процессе газификации.

Величина напряженности процесса, выраженная в весовых единицах, непостоянна, так как теплотворность 1 кг топлива изменяется, поэтому целесообразно напряжение процесса газификации выражать в тепловых единицах (ккал/м² час).

2. Съем газа с 1 м² площади поперечного сечения фурменного пояса камеры газификации или шахты газогенератора в 1 час. Этот параметр обозначается через C и измеряется в м³/м² час.

3. Высота активного слоя топлива. Величина ее зависит от размеров кусков топлива в газогенераторах прямого процесса газификации и от размеров кусков кокса, образующегося из битуминозного топлива при сухой перегонке в газогенераторах обратного процесса газификации.

Для древесных чурок и торфобрикетов высоту активного слоя принимают равной 250—300 мм; для антрацита и полукокса, газифицируемых по прямому процессу, высота слоя равна 450—600 мм.

Остальные параметры зависят от типа процесса газификации.

Для газогенератора обратного процесса газификации, размеры которого показаны на фиг. 19, является характерным отношение

площади F_k фурменного пояса к площади f_2 горловины, расположенной ниже фурменного пояса,

$$m = \frac{F_k}{f_2}.$$

Величину m при газификации древесины принимают для разных газогенераторов различной. Наиболее удовлетворяющим значением этой величины следует считать $m = 5$. В газогенераторе НАТИ Г-19 трактора ХТЗ-Т2Г принята величина m ($m = 9,2$) очень велика; в дальнейшем она была снижена на тракторах КТ-12, на которых установлен аналогичный газогенератор, до 5,14.

При газификации торфобрикетов принимают $m = 4$.

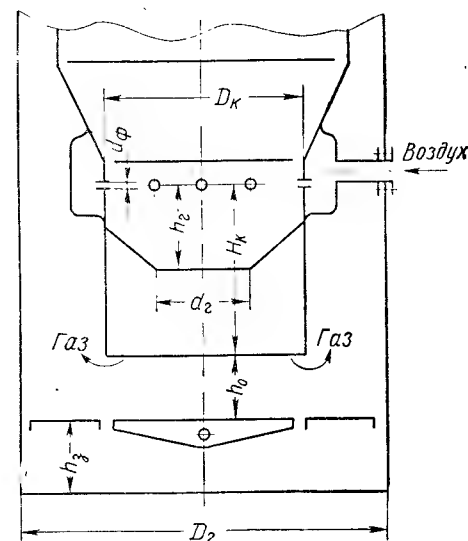
Расстояние h_2 от фурменного пояса до горловины имеет большое значение для получения бессмольного газа, так как чем ниже горловина, тем больше снижается температура в горловине и, следовательно, тем большее количество паров смол может проникать неразложившимся через горловину. Отношение D_k к h_2 при газификации древесины находится в пределах 2,25—3.

Скорость воздушного дутья, как уже указывалось выше, не влияет на качество газа. В газогенераторах обратного процесса скорость дутья $\omega = 14 \div 16$ м/сек.

В воздушном поясе делают от 5 до 24 фурм. В конструкциях камер газификации тракторных газогенераторов обычно принимают 10 фурм.

Меньше пяти фурм не делают, так как в этом случае увеличивается содержание смол в газе. Встречаются в практике, как, например, в газогенераторе конструкции В. Я. Мамина, камеры с двусторонним вводом воздуха через воздушные патрубки (именуемые иногда «воздушными фурмами»), имеющие по шесть отверстий для прохода воздуха.

По опытам Н. Г. Юдушкина при газификации торфобрикетов при введении в воздушном поясе 20 фурм, улучшается осадка топлива и снижается сопротивление слоя торфяного кокса. При этом слой кокса не требуется шуровать в течение 5—6 час., в то время как при 10 фурмах необходимо шуровать через 20—30 мин. вследствие увеличения сопротивления прохождению газа в слое.



Фиг. 19. Расчетная схема камеры газификации газогенератора обратного процесса газификации.

Параметры для выбора размеров газогенератора с прямым процессом газификации в отношении интенсивности процесса, высоты активного слоя и съема газа с единицы площади поперечного сечения шахты являются теми же, что и для газогенератора с обратным процессом газификации.

Скорость воздушного дутья в этих газогенераторах принимают еще более низкой — 1,5—2 м/сек. Напряженность прямого процесса газификации, несмотря на большую теплотворность газифицируемого топлива, не отличается по величине от обратного процесса.

Отличительной особенностью газификации тощих топлив является присадка пара к воздушному дутью.

Расчет газогенератора обратного процесса газификации

Основной исходной величиной для выбора размеров газогенератора является его производительность, определяемая расходом газа в час.

Расход газа зависит от размеров двигателя и определяется по формуле

$$V_{г.з} = \frac{0,03 V_A n}{(1 + \alpha L_0)} \eta_V \text{ м}^3/\text{час}, \quad (192)$$

где V_A — рабочий объем цилиндров двигателя (литраж) в л;

n — число оборотов вала двигателя в минуту;

η_V — коэффициент наполнения;

α — коэффициент избытка воздуха при сгорании газа;

L_0 — количество воздуха, необходимого для сгорания 1 м³ газа, в м³.

Для приведения объема газа к нормальным условиям (температуре 0° и давлению 760 мм рт. ст.) умножают полученное значение расхода газа на коэффициент k .

Объем газа, приведенный к нормальным условиям,

$$V_{г.з} = V_{г.з} k. \quad (193)$$

$$\text{Коэффициент } k = \frac{0,29p}{(0,804 + f_2) T},$$

где p и T — давление и температура окружающей среды, к которым отнесен коэффициент наполнения η_V ;

f_2 — влажность газа, определяемая при известной температуре T по таблицам насыщенного пара, в кг/м³.

В табл. 28 приведен расход газа в тракторных двигателях, подсчитанный при $\alpha = 1,2$, $L_0 = 1,15$, $T = 273 + 15 = 288^\circ$ абс. и $p = 735,5$ мм рт. ст.

Количество газифицируемого топлива в час определяют после расчета состава газа и определения выхода его из топлива или принимают состав газа по имеющимся экспериментальным данным.

Выход сухого газа v_c определяют по формуле (147).

Часовой расход топлива определяем по формуле

$$G_T = \frac{V_{г.з}}{v_c}, \quad (194)$$

где $V_{г.з}$ — расход газа в м³/час.

Таблица 28

Расход газа в тракторных двигателях

Трактор	Марка двигателя	Диаметр цилиндра D в мм	Ход поршня S в мм	Число оборотов вала в мин.	Число цилиндров	Литраж V_A в л	Расход рабочего газа $V_{г.з}$ в м ³ /час	Расход сухого газа $V_{г.з}$ в м ³ /час
ЧТЗ СГ-65	МГ-17	155	206	870	4	15,50	139	126
ЧТЗ СГ-60	ЧТЗ СГ-60	165	216	650	4	18,45	121	110
ХТЗ-Т2Г	Д 2Г	125	152	1250	4	7,46	94	85
ГБ-58	Г-58	125	152	1400	4	7,46	106	95,5
СХТЗ-1Г	1Г	115	152	1050	4	6,30	64	57
КТ-12	ЗИС-21А	101,6	114	1800	6	5,55	93	83,5

Площадь сечения фурменного пояса камеры газификации

$$F_{г.з} = \frac{Q_{г.з} G_T}{B} \text{ м}^2, \quad (195)$$

где B — тепловое напряжение камеры газификации в ккал/м² час (см. табл. 30).

Диаметр фурменного пояса камеры газификации

$$D_{г.з} = 1,13 \sqrt{F_{г.з}}, \quad (196)$$

диаметр горловины

$$d_2 = \frac{D_{г.з}}{\sqrt{m}} \text{ м}, \quad (197)$$

где $m = 4$ — для торфобрикетов и $m = 5$ для древесных чурок.

Расстояние от фурменного пояса до горловины

$$h_2 = (0,4 - 0,44) D_{г.з}. \quad (198)$$

Общая высота активного слоя для древесных чурок и торфобрикетов

$$H = 18d,$$

где d — диаметр кусков угля данного топлива.

Количество воздуха, поступающего в газогенератор, определяют из уравнения (151).

Умножая обе части уравнения (151) на G_T (часовой расход топлива), получаем

$$v_{г.з} G_T = \frac{N_2^2 v_c G_T}{0,79}.$$

Так как расход воздуха, поступающего в газогенератор в 1 час.,

$$V_g = v_g G_T \text{ нм}^3/\text{час},$$

а расход газа в 1 час

$$V_{c.2} = v_c G_T \text{ нм}^3/\text{час},$$

то

$$V_g = \frac{N_2 V_{c.2}}{0.79} \text{ нм}^3.$$

Количество фурм по периферии камеры выбирают с учетом расстояния между фурмами по окружности (шага) l_ϕ , которое берут обычно равным 100—150 мм.

Число фурм

$$n = \frac{\pi D_K}{l_\phi}. \quad (199)$$

Количество фурм принимается в тракторных газогенераторах, обслуживающих двигатели мощностью 45—50 л. с., равным 10.

Для топлив со слабым в механическом отношении коксом целесообразно увеличить число фурм до 16—20.

Диаметр фурм

$$d_\phi = 18,85 \sqrt{\frac{V_g}{n \omega \varphi}}, \quad (200)$$

где ω — скорость дутья (14—16 м/сек);

n — число фурм;

φ — коэффициент истечения воздуха из фурм (для цилиндрических фурм $\varphi = 0,63$; для суживающихся конических фурм $\varphi = 0,82$);

V_g — расход воздуха в газогенераторе в нм³/час.

Воздушный пояс делают чаще всего однорядным. При двухрядном поясе температура в окислительной зоне снижается из-за увеличения объема зоны и тепловых потерь через стенки.

Объем бункера V_b выбирают на основании заданной периодичности τ_b загрузки топлива в бункер газогенератора, расхода топлива G_T в час и насыпного веса топлива g_m :

$$V_b = \frac{G_T \tau_b}{g_m} \text{ л}. \quad (201)$$

В данной формуле величина g_m выражена в кг/л. Величины g_m для различных топлив приведены в разделе «Топливо для тракторных газогенераторов».

К объему бункера V_b , представляющему собой расходный объем, при выборе размеров прибавляют дополнительный объем, составляющий 20—30% от величины G_T , чтобы предотвратить нарушение нормальной работы газогенератора. Полный выжиг топлива до фурм не рекомендуется, так как в этом случае вновь загруженное свежее топливо не успевает пройти прогрев, сушку и сухую перегонку,

что вызывает снижение температуры в окислительной зоне и ухудшение качества газа.

Большое значение для нормальной осадки топлива в бункере имеет размер кусков топлива и величина центрального угла переходного конуса от цилиндра бункера к камере газификации.

В прежних конструкциях газогенераторов центральный угол переходного конуса делали 90°, а угол схода топлива по образующей конуса 45°. При увеличении этого угла до 55° в последней конструкции газогенератора ГБ улучшилась осадка топлива, что полностью исключило необходимость в ручной шуровке.

Диаметр и высоту бункера выбирают в зависимости от заданных размеров газогенератора, устанавливаемого на тракторе. На гусеничных тракторах допустимая высота газогенератора ограничивается высотой кабины над уровнем гусеничного полотна. Трактор по высоте должен быть ниже въездных ворот гаражей для тракторов на 300—400 мм.

Ниже камеры газификации устанавливается подвижная колосниковая решетка.

Под подвижной колосниковой решеткой и находящимися в той же плоскости боковыми решетками находится зольник.

Объем зольника выбирают с учетом количества отходов, выделяющихся в процессе газификации, и насыпного веса отходов.

Количество δ отходов зависит от вида топлива.

Для твердых пород древесины (береза, бук и др.) $\delta = 2\%$, для мягких пород (сосна, ель и др.) $\delta = 3\%$.

Для торфобрикетов при механической прочности их на изгиб 20—30 кг/см² $\delta = 5 \div 7\%$. При снижении механической прочности торфобрикетов на изгиб до 6—8 кг/см² $\delta = 8 \div 9\%$.

Насыпной вес отходов g_{omx} составляет 0,3—0,45 кг/л. Большие значения относятся к зольным топливам. Содержание золы в отходах составляет 50—80%.

Объем зольника определяют по формуле

$$V_z = \frac{G_T \delta \tau_z}{100 g_{omx}} \text{ л}, \quad (202)$$

где G_T — часовой расход топлива в кг;

δ — количество отходов газифицируемого топлива в % (по весу);

τ_z — период работы газогенератора без очистки зольника в часах;

g_{omx} — насыпной вес отходов в кг/л.

Высота зольника.

$$h_z = \frac{4 V_z}{\pi D_z^2} \text{ дм}, \quad (203)$$

где D_z — диаметр корпуса газогенератора в дм.

При выборе диаметра корпуса газогенератора необходимо предусматривать скорость газового потока, поднимающегося вверх вокруг камеры, не более 0,2 м/сек (с учетом действительного объема движущегося газа). С увеличением скорости газов возрастает коли-

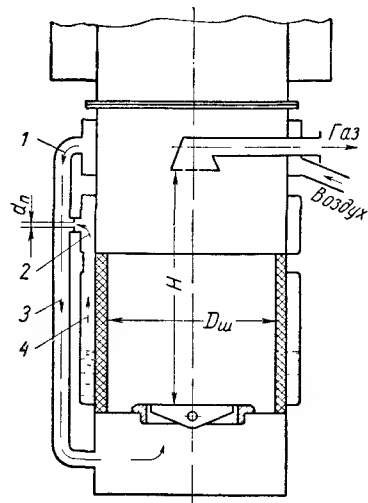
чество уносимой пыли из газогенератора. Для уменьшения тепловых потерь рекомендуется экранировать корпус газогенератора металлическими листами в месте наибольшего излучения тепла из камеры газификации, т. е. по всей высоте камеры до колосниковой решетки.

Кольцевой зазор для прохода газов между бункером и корпусом газогенератора рекомендуется делать в пределах 20—25 мм. Большой зазор нецелесообразен, так как это ведет к излишнему расходу металла и уменьшению полезного объема бункера.

Корпус газогенератора и бункер рассчитывают на избыточное давление 0,5 кг/см². При толщине стенок бункера 2,5 мм и корпуса 2 мм, выбираемых с учетом коррозионного износа стенок, и диаметре корпуса не более 650 мм вполне обеспечивается механическая прочность бункера и корпуса.

Расчет газогенератора прямого процесса газификации с паро-воздушным дутьем

Расчетная схема газогенератора прямого процесса газификации с срединным отбором газа и паро-воздушным дутьем показана на фиг. 20.



Фиг. 20. Расчетная схема шахты газогенератора прямого процесса газификации:

1 — подогретый воздух; 2 — перегретый пар; 3 — паро-воздушная смесь; 4 — насыщенный пар.

Основными размерами газогенератора, которые определяют при расчете, являются следующие:

- 1) диаметр камеры или шахты газогенератора $D_{ш.}$;
- 2) высота активного слоя топлива, слоя золы и шлака H ;
- 3) площадь колосниковой решетки $F_{к.р.}$;
- 4) проходное сечение в колосниковой решетке для воздуха f_a ;
- 5) проходное сечение в газоотборном патрубке f_g ;
- 6) объем бункера V_b ;
- 7) объем водяного бака $V_{в.б.}$;
- 8) размеры испарительной рубашки и изоляции;
- 9) диаметр паровой диафрагмы d_n .

При расчете газогенератора исходными данными являются:

- а) производительность газогенератора;

- б) вид газифицируемого топлива и его рабочий состав;
- в) размер кусков топлива;
- г) насыпной вес топлива;
- д) периодичность загрузки топлива и заправки водой.

Сначала по формулам (192) и (193) определяют расход газа. Затем по методике, изложенной в разделе «Расчет состава генераторного газа», рассчитывают состав газа, получаемого из топлива

данного вида, на основании чего устанавливают расход воздуха, пара и топлива, а также теплотворность газа. Кроме того, могут быть определены мощность двигателя и расход воздуха для сгорания газа в цилиндрах.

Как уже указывалось выше, высота активного слоя, состоящего из окислительной и восстановительной зон, зависит от размеров кусков топлива.

В газогенераторах, работающих по принципу накопления шлака, в процессе работы происходит уменьшение высоты активного слоя. Высоту активного слоя для газификации антрацита и полукокса рекомендуется делать не менее 20 диаметров кусков топлива, т. е. 500 мм.

Для более активных топлив, как, например, древесный уголь, высота активного слоя может быть снижена до 425 мм.

Диаметр камеры газификации или шахты газогенератора определяют по следующей формуле:

$$D = \sqrt{\frac{4V_{с.г}Q_n^p}{\pi v_c B}}, \quad (204)$$

где $V_{с.г}$ — расход газа в м³/час;

v_c — выход сухого газа из 1 кг топлива в м³/кг;

Q_n^p — низшая теплотворность рабочего газифицируемого топлива в ккал/кг топлива;

B — напряжение поперечного сечения шахты; его принимают равным $1 \cdot 10^6$ — $1,3 \cdot 10^6$ ккал/м² час (меньшее значение — для тракторных газогенераторов, работающих с большей нагрузкой, а большее значение — для газогенераторов с механическим золоудалением).

Интенсивность процесса газификации, выраженная в весовых единицах, для полумеханизированных газогенераторов составляет при газификации антрацита 160—200 кг/м² час. При этом условная скорость воздуха при температуре 0° и давлении 760 мм рт. ст., отнесенная к поперечному сечению камеры газификации, составляет 0,16 м/сек.

Развитие конструкций газогенераторов идет в направлении повышения весовых напряжений поперечного сечения шахты, что связано с уменьшением веса газогенераторов.

Напряжение поперечного сечения шахты при газификации антрацита и полукокса обычно принимают равным 150—180 кг/м² час. При этом для газогенераторов прямого процесса условная скорость воздушного дутья должна составлять 0,12 м/сек.

В настоящее время имеются газогенераторы, работающие с весовым напряжением поперечного сечения шахты до 300 кг/м² час.

Надо иметь в виду, что при повышении весового напряжения поперечного сечения шахты при газификации антрацита до 650 кг/м² час ухудшается состав газа, повышается содержание в газе двуокси углерода и водяного пара. Процесс газификации углерода переходит из диффузионной области в кинетическую. К поверхности

углерода в этом случае в единицу времени подводится значительно больше двуокиси углерода и водяного пара, чем это требует скорость реакции между углеродом и данными компонентами газа.

Улучшить состав газа можно путем значительного повышения температуры в активном слое, что достигается в газогенераторах с жидким шлакоудалением с интенсивностью процесса в $1200 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$, когда температура в окислительной зоне поднимается до 1600° .

Интенсивность процесса газификации оценивают также съемом V_q газа с 1 м^2 площади поперечного сечения шахты газогенератора и теплом q_f , заключенным в газе, получаемом с 1 м^2 площади поперечного сечения шахты. Съем газа с 1 м^2 площади поперечного сечения шахты газогенератора определяют по формуле

$$V_q = \frac{V_{c.2}}{F_{ш}} \text{ нм}^3/\text{м}^2 \text{ час}, \quad (205)$$

где $V_{c.2}$ — часовой расход газа в газогенераторе в нм^3 ;
 $F_{ш}$ — площадь поперечного сечения шахты газогенератора в м^2 .

При газификации антрацита с паро-воздушным дутьем $V_q = 670 \div 850 \text{ нм}^3/\text{м}^2 \text{ час}$.

Интенсивность процесса газификации по теплу, заключенному в полученном газе, определяют по формуле

$$q_f = \frac{V_{c.2} Q_n^2}{F_{ш}}. \quad (206)$$

Для антрацита $q_f = 0,8 \cdot 10^6 \div 10^6 \text{ ккал/м}^2 \text{ час}$.

Увеличение интенсивности процесса газификации достигают тщательной подготовкой топлива, отсеиванием мелочи, сортировкой топлива по размерам кусков для достижения равномерности фракционного состава.

При условной скорости дутья $0,12\text{—}0,16 \text{ м/сек}$ вполне обеспечивается контакт газов с углеродом. При большей скорости дутья контакт газов с углеродом может оказаться недостаточным и газ будет содержать много CO_2 и H_2O и мало CO и H_2 .

Количество уносимой пыли при газификации антрацита и полуккокса, содержащих мелочи не более 5%, невелико и составляет 1 г/нм^3 газа.

Если топливо загрязнено мелочью, то увеличивается количество уносимой пыли, становится неравномерным движение потока газа в активном слое и появляются прогары в слое. Поэтому при подготовке топлива процесс газификации улучшается.

При удалении золы механизированным способом потери углерода с золой и шлаком увеличиваются до 10—15%. Газификация с накоплением шлака приводит к меньшей потере углерода (3—5% от расхода топлива) вследствие лучшего выжига его в шлаке.

Высоту слоя золы и шлака при газификации по этому способу определяют по формуле

$$h_{з. ш} = \frac{A^c G_T (100 - W^p) \tau}{(a \cdot g_z + b g_{ш}) F_k 100} \text{ м}, \quad (207)$$

где A^c — содержание золы и шлака в топливе в %;

G_T — расход рабочего топлива в кг/час ;

W^p — влажность рабочего топлива;

g_z — насыпной вес золы в кг/л ;

$g_{ш}$ — насыпной вес шлака в кг/л ;

a — доля золы в смеси золы и шлака;

b — доля шлака в смеси золы и шлака;

F_k — площадь камеры газификации или шахты в дм^2 ;

τ — время накопления золы и шлака в часах.

Величину τ принимают равной 10 час. (при непрерывной работе газогенератора в одной смене).

Слой шлака и золы периодически шуруют колосниками через 3 часа для освобождения прохода воздуха и пару в нижней части активного слоя.

Расход воды G_w для процесса газификации определяют по содержанию углерода C^p в топливе, расходу топлива G_T и принятому отношению m расхода воды к углероду топлива. Таким образом

$$G_w = \frac{m \cdot C^p G_T}{100} \text{ кг/час}. \quad (208)$$

Оптимальное значение величины m , как указывалось выше, составляет 0,4.

Для уменьшения шлакования золы топлива принимают, что $m = 0,5$.

При больших значениях m наблюдается уменьшение теплотворности газа и снижение мощности двигателя.

Емкость водяного бака выбирают с учетом необходимости иметь запас воды на 5—6 час. работы, т. е. при пополнении бака в середине смены. Большой запас воды при газификации антрацита разместить на газогенераторе затруднительно, так как это вызывает одностороннюю перегрузку трактора.

Поверхность испарителя рассчитывают, принимая допустимый съем пара равным $35\text{—}50 \text{ кг/м}^2 \text{ час}$. Высоту испарительной рубашки делают больше расчетной на 100—150 мм для регулировки поверхности испарения воды вследствие изменения температуры стенок корпуса шахты.

Для уменьшения тепловых напряжений при кипении воды нижнюю часть шахты изолируют шлакоустойчивой изоляцией.

По опытам НАТИ коэффициент теплоотдачи от газов к стенке изоляции $\alpha_2 = 62 \div 105 \text{ ккал/м}^2 \text{ час } ^\circ\text{C}$. Принимают что тепловое напряжение стенки корпуса шахты при кипении воды в испарителе $q_k = 30\,000 \div 50\,000 \text{ ккал/м}^2 \text{ час}$. При этом коэффициент теплоотдачи от стенки к воде составляет $3500\text{—}5100 \text{ ккал/м}^2 \text{ час } ^\circ\text{C}$.

Для изоляции пригоден керамический материал с коэффициентом теплопроводности $2\text{—}4,5 \text{ ккал/м час } ^\circ\text{C}$. Изоляционный материал не должен вступать в химические реакции с жидким шлаком, образующимся из золы топлива. К таким материалам относится хромомagneзит, употребляемый в виде кирпичей, или бетон, состоящий из смеси хромомagneзита и 15% огнеупорной глины.

Смесь смешивают с 10—11 % жидкого стекла. Массу плотно набивают в чугунные или сварные тубинги и отжигают при температуре 900° в течение 2 часов. Коэффициент теплопроводности хромомagneзитовой массы в тубингах равен 4,2—4,6 ккал/м час °С.

Хорошие результаты получаются также при использовании для изоляции каолина и высокоглиноземистого огнеупора. Каолиновая изоляция в виде кирпичей имеет теплопроводность 2,67 ккал/м час °С.

Для того чтобы избежать пристывания шлака, температура внутренней стенки изоляции должна быть ниже температуры начала деформации золы, т. е. не более 800—1000°. Этого достигают охлаждением изоляции водой в испарителе. Температура газов, нагревающих изоляцию при газификации полукокса и антрацита, равна 1200—1300°.

Вода в баке, расположенном вокруг бункера может нагреваться до 40°.

Температура перегретого пара вследствие нагрева его от стенок корпуса шахты (при расположении пароперегревателя в пределах 400—520 мм высоты активного слоя топлива) достигает 300°.

Поверхность, необходимую для перегрева пара, определяют по формуле

$$F_n = f_n G_n (t_n - t_k) \text{ м}^2, \quad (209)$$

где f_n — удельная поверхность, необходимая для перегрева 1 кг пара на 1°, равная $7,3 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{кг час } ^\circ\text{С}$;

G_n — расход пара в час в кг;

t_n — температура перегрева пара в °С;

t_k — температура кипения воды в °С.

Прокладное сечение в прозорах колосников определяют, принимая скорость паро-воздушной смеси, равной 4,5—2 м/сек.

Объем паро-воздушной смеси при действительных условиях ее перегрева

$$V_{n.в.с} = V_v \frac{273 + t_{см}}{273} + v_n w_n \cdot G_T \text{ м}^3/\text{час}, \quad (210)$$

где V_v — объем расходуемого воздуха в м³/час;

v_n — удельный объем перегретого пара при $t_{см}$ (по таблицам проф. М. П. Вукаловича [2]) в м³/кг;

w_n — паросодержание смеси на 1 кг топлива в кг;

G_T — расход топлива в кг/час;

$t_{см}$ — температура перегретой паро-воздушной смеси в °С.

Для того чтобы избежать провала угля в зольник, ширину прозоров колосников делают не более 6 мм.

Живое сечение (проход для паро-воздушной смеси) колосниковой решетки для антрацита должно составлять не более 30% от общей площади решетки. Делается это с целью лучшего охлаждения колосниковой решетки путем уменьшения количества топлива, сгорающего непосредственно на колосниках.

Площадь колосниковой решетки должна составлять 35% от поперечного сечения шахты газогенератора.

Площадь сечения отверстий в газоотборном патрубке выбирают в зависимости от расхода газа и скорости газа в отверстиях

$$f_{отв} = \frac{V_{с.г}}{w n}, \quad (211)$$

где $V_{с.г}$ — расход сухого газа в м³/час;

w — скорость газа в отверстиях в м/сек;

n — число отверстий.

Скорость газа w принимают равной 8—10 м/сек. Число отверстий выбирают с учетом обеспечения достаточной прочности перемычек между отверстиями. Решетку с отверстиями в газоотборном патрубке альтируют.

В последнее время отбор газа чаще осуществляют по периферии шахты в середине слоя, для чего внутрь вставляют конус. В этом случае скорость входа газа в пространство, окружающее конус, не должна быть более 6—8 м/сек. Размеры бункера выбирают по заданному периоду загрузки τ_6 час, расходу топлива G_T кг/час и насыпному весу g_m кг/м³ топлива по формуле (201):

$$V_6 = \frac{G_T \tau_6}{g_m} \text{ м}^3.$$

Для антрацита $g_m = 900 \text{ кг/м}^3$, для полукокса $g_m = 550 \text{ кг/м}^3$, для древесного угля $g_m = 180 \text{ кг/м}^3$.

Периодичность загрузки топлива τ_6 для полукокса 2,5 часа, для антрацита $\tau_6 = 5$ час., для древесного угля $\tau_6 = 1,5$ часа.

Удельный расход g_e полукокса, антрацита и древесного угля составляет 0,42—0,50 кг/л. с. час.

Часовой расход G_T топлива определяют по мощности двигателя

$$G_T = g_e N_e \text{ кг/час}. \quad (212)$$

Кроме того, часовой расход G_T топлива определяют из расчета состава газа, как указано выше.

Стенки шахты делают толщиной 5—6 мм, наружные оболочки испарителя, пароперегревателя и воздухоподогревателя — 2 мм. Расчет на прочность в данном случае не производят, так как основные размеры выбирают в зависимости от продолжительности срока службы деталей по коррозии. В последнее время наиболее нагреваемые стенки шахты защищают керамикой. Водяной бак для защиты от коррозии можно оцинковывать или покрывать специальными антикоррозионными составами.

КОНСТРУКЦИИ ГАЗОГЕНЕРАТОРОВ

Конструкция газогенератора зависит от выбранного типа процесса газификации. Поэтому ниже рассмотрены отдельно конструкции газогенераторов обратного и прямого процессов газификации.

Общие детали газогенераторов — загрузочные и боковые люки и др., рассмотрены вместе.

ГАЗОГЕНЕРАТОРЫ ОБРАТНОГО ПРОЦЕССА ГАЗИФИКАЦИИ

Классификация газогенераторов

При выбранных конструктивных параметрах газогенератора, характеризующих размеры камеры газификации, бункера и зольника, можно приступить к разработке конструкции газогенератора. Отличительной особенностью конструкции газогенераторов является различие в использовании физического тепла газов, выходящих из камеры газификации. Это тепло может быть направлено на подогрев топлива в бункере газогенератора, на нагрев воздуха, поступающего в камеру газификации, и может быть вообще не использовано.

В зависимости от этого различают следующие конструкции газогенераторов:

- 1) с подогревом топлива в бункере;
- 2) с подогревом воздуха;
- 3) без использования физического тепла газов.

Газификация битуминозных топлив по обратному процессу дает удовлетворительные результаты при влажности топлива $W_{абс}$ не более 22% ($W_{отн} = 18\%$). При употреблении более влажного топлива, теплотворность газа значительно падает. В последних конструкциях газогенераторов ЦНИИМЭ для освобождения от избыточной испарившейся влаги топлива ее принудительно удаляют из бункера при газификации под давлением (метод ЦНИИМЭ). При этом вместе с водяным паром неизбежно удаляется часть продуктов сухой перегонки.

Таким образом, различают газогенераторы обратного процесса газификации: 1) без удаления влаги, 2) с удалением влаги под давлением.

В зависимости от технологии изготовления камеры газификации различают: 1) литые; 2) сварные; 3) комбинированные с литым воздушным поясом и сварными остальными деталями.

Камеры газификации выполняют обычно с сужением — горловиной, которая может составлять одно целое с литой или сварной камерой или быть отдельной, сменной. Встречаются камеры и без горловины.

Различают следующие камеры газификации: 1) без сменной горловины; 2) со сменной горловиной; 3) без горловины.

Воздушное дутье в газогенераторах обратного процесса газификации может осуществляться следующим способом: 1) через однофурменное или многофурменное сопло, расположенное по оси газогенератора; 2) через фурмы, расположенные по окружности камеры; 3) через те и другие фурмы.

В зависимости от расположения фурм различают газогенераторы: 1) с центральным дутьем; 2) с периферийным дутьем; 3) с комбинированным дутьем.

Для опоры слоя угля под камерой газификации и выделения зольника в газогенераторах устанавливают неподвижные или подвижные колосниковые решетки.

В зависимости от конструкции колосниковых решеток различают газогенераторы: 1) с неподвижной решеткой; 2) с подвижной решеткой, качающейся в вертикальной или горизонтальной плоскости.

Решетки выполняют с ручным или механическим приводом.

Для сохранения тепла наружные стенки газогенератора иногда изолируют.

В зависимости от наличия или отсутствия изоляции различают следующие газогенераторы: 1) с изоляцией, — полной и частичной; 2) без изоляции.

Использование тепла в газогенераторах

На фиг. 21 изображена схема использования в газогенераторе тепла газа, выходящего из камеры газификации для подогрева топлива в бункере.

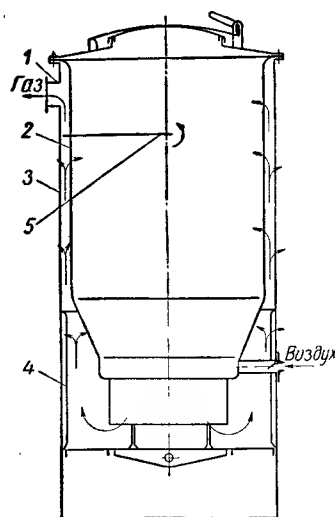
Температура газа, выходящего из камеры, равна 700° , а из газогенератора $350-400^\circ$ в зависимости от вида топлива и его влажности.

Конструктивно подогрев осуществляется следующим образом. Бункер 2 с камерой газификации помещен в корпусе 3 газогенератора с зазором 20—25 мм. Поток газов, нагретых до 700° , поднимается вверх, омывает бункер и выходит через патрубок 1. Экран 4, устанавливаемый в газогенераторе ГБ, уменьшает излучение тепла через корпус газогенератора.

Такой способ использования тепла газа широко распространен на газогенераторных автомобилях, а также применяется в газогенераторных тракторах ЧТЗ СГ-65, ХТЗ-Т2Г, ГБ-58 и др. Если бункер не обогревать, то смолы на холодных стенках бункера застывают, особенно в ранний весенний или осенне-зимний периоды, что влечет за собой торможение осадки топлива и нарушение стабильности процесса газификации.

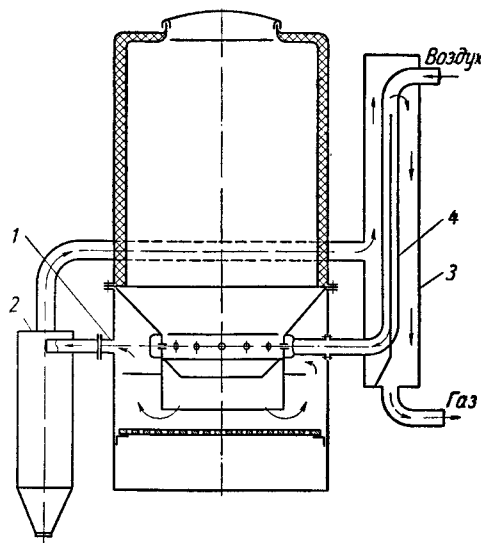
По опытам НАТИ, при полном обогреве бункера теплотворность газа повышается на 6—8%.

Применяемые газогенераторы без обогрева имеют в ряде случаев изоляционную стенку толщиной 20—30 мм. Изоляция стенок бункера, выполненная из асбестита или из стеклянной ваты, позволяет сохранить тепло в бункере и использовать тепло газа для подогрева воздуха, поступающего в газогенератор. Следует отметить, что это



Фиг. 21. Схема использования в газогенераторе тепла для подогрева топлива:

1 — патрубок выхода газа; 2 — бункер; 3 — корпус газогенератора; 4 — экран; 5 — отражатель газа.



Фиг. 22. Схема использования тепла газа, выходящего из газогенератора для подогрева воздуха:

1 — патрубок выхода газа; 2 — центробежный очиститель; 3 — теплообменник; 4 — труба подвода воздуха.

не снижает расхода металла, так как изоляция заключена в металлический кожух.

На фиг. 22 изображена схема использования тепла газа, выходящего из газогенератора, для подогрева воздуха, поступающего в него.

Газ, обходя камеру газификации, выходит из газогенератора через патрубок 1 и поступает для очистки в центробежный очиститель 2, а затем в теплообменник 3, в котором по трубам 4 проходит подогреваемый воздух.

Воздух может быть подогрет до 300°. Сохранение такого количества тепла позволяет повысить влажность используемого топлива на 3,5%. Конструкция газогенератора при этом несколько усложняется.

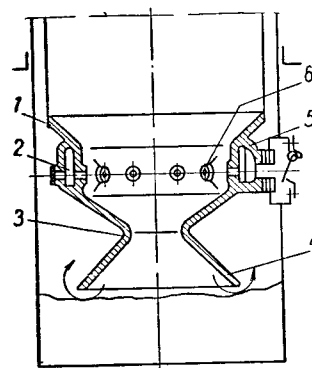
В первых конструкциях тракторных газогенераторов физическое тепло газа не использовалось. Газ выходил из корпуса газо-

генератора в нижней части или немного выше камеры газификации.

В этом случае увеличивались тепловые потери и к. п. д. газогенератора не превышал 0,6.

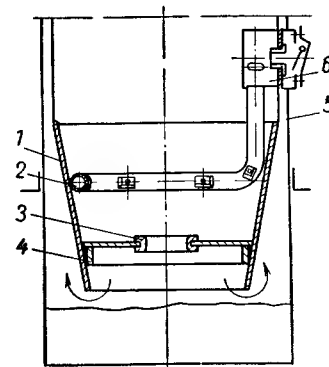
Камеры газификации

На фиг. 23 показана конструкция литой камеры газификации газогенераторного трактора ХТЗ-Т2Г. Камера имеет патрубок 5 входа воздуха, воздушный пояс 2, десять периферийных фурм 6, горловину 3 и расширяющийся конус 4.



Фиг. 23. Камера газификации трактора ХТЗ-Т2Г:

1 — верхний пояс камеры газификации; 2 — воздушный пояс; 3 — горловина; 4 — расширяющийся конус; 5 — патрубок входа воздуха; 6 — фурмы.



Фиг. 24. Сварная камера газификации Г59У со сменной горловиной:

1 — конус; 2 — воздушный пояс; 3 — горловина; 4 — асбестовый шнур; 5 — корпус газогенератора; 6 — патрубок входа воздуха.

Камера отлита из мягкой углеродистой стали с содержанием 0,17—0,20% углерода. Для увеличения жаростойкости поверхность камеры альтируют. По поясу 1 камера сварена с бункером.

Срок службы камеры газификации и бункера составляет более 1000 час. Выход бункера из строя связан с разъемлением его стенок слабым водным раствором уксусной и муравьиной кислот (присутствующих в составе продуктов сухой перегонки), наиболее агрессивном для мягкой стали.

В лесной промышленности газогенератор НАТИ-Г19 после небольшой модернизации нашел применение на тракторе КТ-12.

Срок службы камер газификации на тракторах КТ-12 составлял более 1500 час. Камера выходит из строя прежде всего из-за прогара горловины, наиболее напряженного в тепловом отношении места, несмотря на то, что диаметр горловины увеличен с 110 до 150 мм.

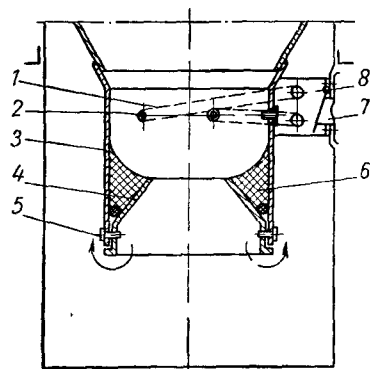
Ремонт прогоревших камер представляет значительные затруднения, вследствие чего стали изготавливать камеры газификации со сменной горловиной, что весьма удобно для эксплуатации. Сварная камера со сменной горловиной (фиг. 24) состоит из конуса 1,

горловины 3 и сменного воздушного пояса 2 с патрубком 6 входа воздуха, привертываемым к корпусу 5 газогенератора.

Уплотнение горловины в камере достигают набивкой асбестита или асбестового шнура 4.

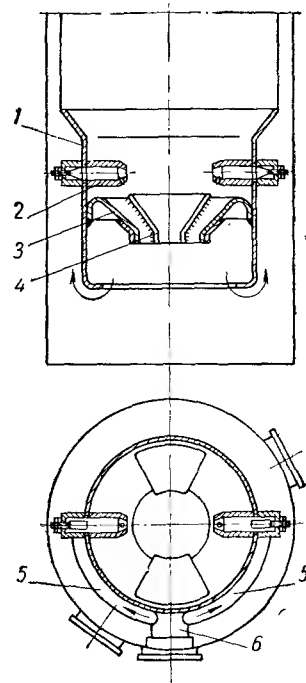
Недостатком конструкции является поворачивание горловины в вертикальной плоскости, происходящее при короблении горловины и конуса; вследствие этого горловина иногда проваливается вниз.

По этим причинам конструкция в дальнейшем подверглась коренной переделке. Конусная, суживающаяся вниз, камера препятствует оседанию шлака, способствует его заклиниванию, и поэтому данная камера непригодна для газификации такого топлива, как, например, бурые угли, торфобрикеты и другие зольные топ-



Фиг. 25. Сварная камера газификации НАМИ-Г78Б:

1 — труба; 2 — фурма; 3 — камера; 4 — горловина; 5 — шпильки; 6 — засыпка; 7 — патрубок входа воздуха; 8 — сборник.



Фиг. 26. Сварная камера газификации (разработана инж. В. Я. Маминым):

1 — цилиндр; 2 — сопло; 3 — горловина; 4 — накладка; 5 — трубы подвода воздуха; 6 — патрубок входа воздуха.

лива. Сварная камера НАМИ-Г78Б (фиг. 25) имеет воздушный пояс с пятью фурами. К каждой фуру 2 воздух поступает по специальной трубе 1, приваренной к камере 3, из сборника 8, соединенной с патрубком 7 входа воздуха.

Внизу камеры шпильками 5 удерживается сменная горловина 4, вокруг которой для уплотнения засыпана зола 6. Эта камера обладает недостаточной жесткостью.

Сварная камера (фиг. 26) представляет собой жесткую конструкцию, состоящую из цилиндра 1 с отбортовкой внизу, с приваренной к нему горловиной 3, имеющей две накладки 4.

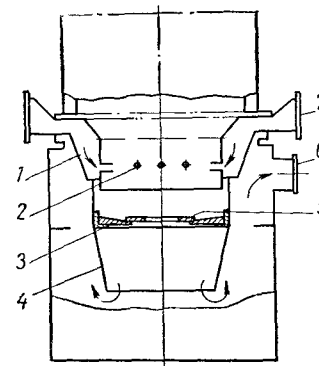
Воздух подводится через патрубок 6 входа и полукольцевые воздушные трубы 5 к двум соплам 2, имеющим несколько фурум.

Недостатком такой конструкции подвода воздуха является то, что окислительная зона расположена в плоскости, перпендикулярной к фурам, в результате чего горловина перегревается.

Для повышения прочности горловины к ней приваривают накладки.

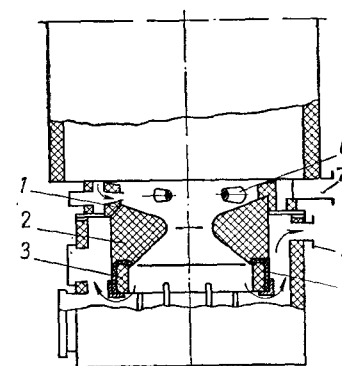
Преимуществом камеры является простота конструкции воздушных фурум, легко сменяемых.

На фиг. 27 показана сварная камера 4 из штампованных деталей со сменным диском 5, лежащим на горизонтальном



Фиг. 27. Сварная камера газификации из штампованных деталей со сменным диском:

1 — воздушный пояс; 2 — фуры; 3 — кольцо; 4 — камера; 5 — сменный диск; 6 — патрубок выхода газа; 7 — патрубок входа воздуха.



Фиг. 28. Камера газификации с керамической горловиной:

1 — воздушный пояс; 2 — керамическая горловина; 3 — кольцевые керамические кирпичи; 4 — камера; 5 — фуры; 6 — патрубок выхода газа; 7 — патрубок входа воздуха.

плоском кольце 3. Воздушный пояс 1 с периферийным дутьем имеет 24 фуры 2 и два патрубка 7 входа воздуха. Газ выходит через патрубок 6.

На фиг. 28 изображена камера газификации с керамической горловиной 2, установленной на керамических кольцевых кирпичах 3 в цилиндрической камере 4. Воздушный пояс 1 сварной с восемью фурами 6. Воздух поступает через патрубок 7 в фуры 6, а газ выходит через патрубок 5.

В такой камере тепловые потери во внешнюю среду уменьшаются вследствие изоляции стенок малотеплопроводным материалом.

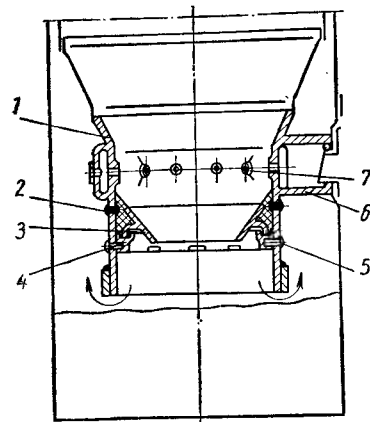
Комбинированная камера газификации газогенератора трактора ГБ-58 имеет сменную горловину (фиг. 29).

Камера состоит из литого стального конуса 1 с воздушным поясом сварного цилиндра 2 и сменной горловины 3, лежащей на опорном кольце 4, установленном на шпильках 5. Патрубок 6 входа воздуха приварен к воздушному поясу. С внутренней стороны в поясе расположено 10 периферийных фурум 7.

К этой камере предусмотрены две модели сменных горловин: одна (диаметром 150 мм) предназначена для газификации древесных

чурок (фиг. 30), другая (конусная, диаметром 175 мм) — для газификации торфобрикетов (фиг. 31).

Обе горловины выдерживают в эксплуатации без смены 1000 час., камера — 2000 час. Для газификации бурых углей из камеры удаляют горловину и опорное кольцо.



Фиг. 29. Комбинированная камера газификации газогенератора трактора ГБ-58:

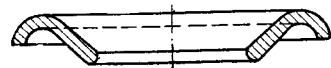
1 — конус с воздушным поясом; 2 — сварной цилиндр; 3 — горловина; 4 — опорное кольцо; 5 — шпильки; 6 — патрубок входа воздуха; 7 — фурмы.

В массовое производство для тракторов ХТЗ-Т2Г были приняты сначала литые камеры, а позже — для тракторов ГБ-58 — комбинированные камеры.

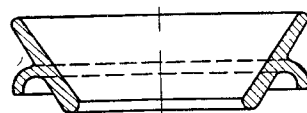
Существуют следующие конструкции сменных горловин и способы их установки в камерах газификации. Горловина в конической камере (фиг. 24) уплотнена по периферии асбестовым шнуром. Такой способ уплотнения ненадежен, что было указано выше.

Свободная посадка горловины 1 (фиг. 32) в цилиндрической камере 4 газификации газогенератора НАТИ-Г69-01 с уплотнением асбестовым шнуром 2 обеспечивает установку горловины по высоте камеры, но не исключает выпадения ее при короблении камеры вследствие малой опорной поверхности по кольцу 3, приваренному к камере.

В сварной камере газификации (фиг. 26) горловина приварена по контуру к стенкам камеры. Такая конструкция ненадежна, так как вследствие термического расширения горловины получаются большие напряжения в сварочном шве и шов лопается.



Фиг. 30. Сменная горловина камеры газификации ГБ-58 для газификации древесных чурок.



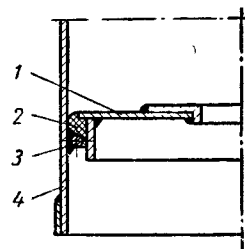
Фиг. 31. Сменная горловина камеры газификации ГБ-58 для газификации торфобрикетов.

В дальнейшем установка горловины в камере была изменена. Горловину не приваривали, а закрепляли болтами на опорной поверхности.

Монтаж горловины в камере газогенератора НАМИ-Г78Б (фиг. 25) описан выше.

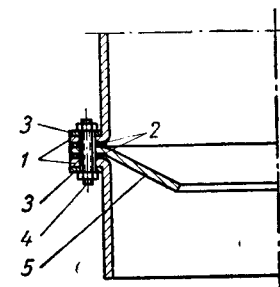
В камере газификации газогенератора НАТИ-Г-72 (фиг. 33) горловина 5 зажата болтами 4 между прокладками 1 и фланцами 2. На фланцы накладываются кольца 3. При работе в этой камере наблюдается изгиб болтов 4.

На фиг. 34 показана установка горловины 3 в штампованной камере 4 газификации. Горловина изготовлена из жаростойкого чугуна и установлена на опорное кольцо 2. По краям центрального отверстия наложено кольцо 5 из жароупорной стали.



Фиг. 32. Посадка горловины в камере газификации газогенератора НАТИ-Г69-01:

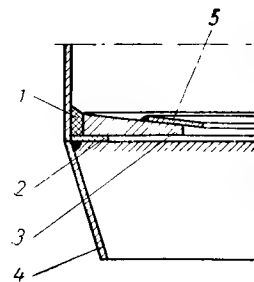
1 — горловина; 2 — асбестовый шнур; 3 — кольцо; 4 — камера газификации.



Фиг. 33. Крепление горловины в камере газификации газогенератора НАТИ-Г72:

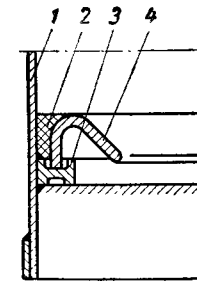
1 — фланцы; 2 — прокладки; 3 — кольца; 4 — болт; 5 — горловина.

Литая стальная горловина 4 (фиг. 35) установлена на опорном кольце 3, приваренном к камере 1, с уплотнением 2 по периферии из шамотной глины с жидким стеклом.



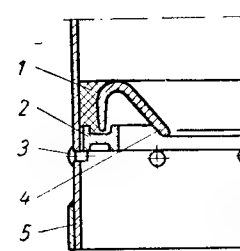
Фиг. 34. Крепление горловины в штампованной камере газификации:

1 — легкоплавкий металл; 2 — опорное кольцо; 3 — горловина; 4 — камера; 5 — кольцо.



Фиг. 35. Крепление горловины на опорном кольце в газогенераторе:

1 — камера; 2 — уплотнение; 3 — опорное кольцо; 4 — горловина.



Фиг. 36. Установка горловины со свободной посадкой в газогенераторе:

1 — уплотнение; 2 — опорное кольцо; 3 — упор; 4 — горловина; 5 — камера газификации.

В конструкциях, показанных на фиг. 34 и 35, опорные кольца горловин приварены к камере газификации. По опытам, проведенным в НАТИ, сварочные швы таких колец не выдерживают термических напряжений и разрушаются.

На фиг. 36 показана установка горловины 4 на опорном кольце 2, лежащем свободно на упорах 3, приваренных к камере 5.

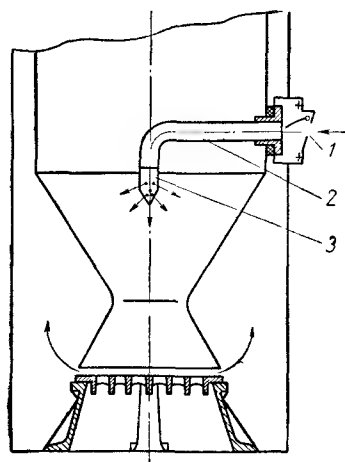
По периферии горловина имеет уплотнение 1 из огнеупорной глины с жидким стеклом.

В камере газификации газогенератора ГБ-58 (фиг. 29) опорное кольцо 4 лежит на упорах 5, расположенных в его кольцевой выточке, что предохраняет упоры от обгорания и обеспечивает свободное расширение кольца. Горловина 3 уплотнена по периферии обмазкой из огнеупорной глины с жидким стеклом.

Воздушное дутье в газогенераторах

Наибольшее распространение, как видно из приведенных выше конструкций камер газификации, в газогенераторах получило периферийное воздушное дутье.

Центральное дутье применяют в газогенераторах с большим диаметром камеры газификации.



Фиг. 37. Камера газификации с центральным дутьем:

1 — обратный клапан; 2 — труба; 3 — сопло.

В камере газификации с центральным дутьем (фиг. 37) воздух поступает в камеру через обратный клапан 1, трубу 2 и сопло 3, имеющее несколько отверстий.

При центральном дутье упрощается конструкция камеры, но из-за худших условий отвода тепла сопла быстро прогорают, вследствие чего их надо изготавливать из жароупорной стали.

По периферии камеры смолистые газы сухой перегонки при центральном дутье проникают свободно в газ, проходя мимо зоны высоких температур.

Комбинированное воздушное дутье (периферийное вместе с центральным) применяют для снижения тепловых напряжений. Оно в некоторой степени уменьшает шлакообразование, так как при этом воздух в камере распределяется более равномерно.

Количество фурм при периферийном дутье зависит от диаметра камеры газификации. Наименьшее количество фурм — пять. Наибольшее количество фурм (16—24) применяют при газификации топлив (торфобрикет, бурый уголь) с шлакующей золой в камере газификации диаметром 300—350 мм. Чем больше число фурм, тем меньше около каждой фурмы окисляется кокса из газифицируемого топлива и выделяется золы, и тем легче удалить шлак в виде мелких кусков. При меньшем числе фурм куски образовавшегося шлака становятся крупнее и опускание их затрудняется.

В табл. 29 приведена скорость воздушного дутья в тракторных газогенераторах.

Условная скорость воздушного дутья в фурмах тракторных газогенераторов

Трактор	Расход газа, в $\text{м}^3/\text{час}$	Расход воздуха $\text{м}^3/\text{час}$	Число фурм	Диаметр фурм в мм	Площадь сечения фурм в см^2	Условная скорость дутья в фурмах в $\text{м}/\text{сек}$
ЧТЗ СГ-65	126,0	77	8	12	9,05	23,70
ХТЗ-Т2Г	85,0	52	10	10	7,85	18,40
ГБ-58	95,5	58,5	10	12	11,30	14,40
КТ-12	83,5	51	10	10	7,85	18,05

Фурмы в газогенераторах серийного производства делают цилиндрическими с фаской на входе (фиг. 38, а).

В последнее время начинают применять конические фурмы (фиг. 38, б).

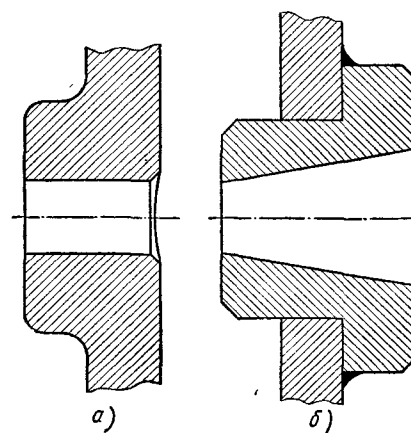
Следует указать, что при изготовлении фурм из мягкой стали (сталь 10 или сталь 20) без специального покрытия наблюдается сильное окисление внутренней поверхности фурм. Это сопровождается отложением окиси железа на внутренних стенках и уменьшением диаметра фурм. Так, например, в газогенераторе ГБ диаметр фурм при испытании в течение 1000 час. уменьшился с 12 до 9,6 мм.

При конструировании воздушного пояса необходимо учитывать, что устье фурмы должно отстоять от внутренней стенки на 10—12 мм. Такое удаление выходного отверстия фурмы необходимо для предохранения от прогара стенок камеры газификации, так как при малых нагрузках двигателя окислительная зона в газогенераторе перемещается к стенке камеры, что вызывает перегрев стенки.

Скорость воздуха в канале вокруг камеры при периферийном дутье допускается до 5—6 $\text{м}/\text{сек}$.

Нужно иметь в виду, что распределение воздушного дутья по периферии камеры неодинаково для всех фурм.

В первой фурме, находящейся против патрубка входа воздуха, скорость выше, затем скорость уменьшается по мере удаления фурм от входа в канал. В соответствии с этим в последнее время для более равномерного распределения количества воздуха по фурмам их делают разного диаметра: меньшего — против патрубка входа



Фиг. 38. Формы фурм для воздуха: а — цилиндрическая; б — коническая.

воздуха и большего — по мере удаления фурм от места ввода воздуха.

В некоторых конструкциях газогенераторов, как, например, на тракторе ЧТЗ СГ-65, в камере газификации были сделаны два входа воздуха, расположенных диаметрально противоположно.

Бункеры газогенераторов

Камера газификации в газогенераторе соединена с бункером, служащим резервуаром для топлива при непрерывной работе газогенератора.

Газогенератор должен работать без догрузки топлива в бункер не менее 1,5 часа. Для трелевочных тракторов КТ-12 разрешается догружать топливо через 30—40 мин. (при работе на влажном топливе).

Периодичность загрузки зависит от теплотворности топлива, размеров кусков и насыпного веса топлива. Газогенератор прямого процесса может работать без загрузки на древесном угле 1—1,25 часа, на полукоксе 2,5 часа, на антраците 5 час.

Бункеры вставляют внутрь корпуса газогенератора с зазором 20—25 мм для прохода газов, обогревающих бункер.

Бункеры выполняют обычно цилиндрическими с переходным конусом в камере, имеющим угол при вершине 70° , т. е. с наклоном образующей конуса к горизонту под углом 55° .

В этом случае происходит нормальная осадка топлива, и не требуется его шуровки. При угле вершины конуса 90° , т. е. при наклоне образующей конуса к горизонту под углом 45° , не обеспечивается нормальная осадка топлива и его необходимо часто шуровать вручную.

В бункере при газификации битуминозного топлива находятся органические кислоты, уксусная и муравьиная, которые разъедают стальные стенки. Для защиты от коррозии внутреннюю поверхность бункера покрывают электролитическим способом медью или защищают медными листами.

В последней конструкции газогенератора ГБ к бункеру снаружи (сверху до середины) приварен второй защитный стальной лист толщиной 2 мм. Без предохранительного листа срок службы бункера составляет не более 2100 час., при этом стенки его в отдельных местах разъедаются насквозь и толщина стенок бункера уменьшается от 2 до 0,3—0,5 мм. При защите внутренней поверхности стальным листом бункер проработал 2000 час. без разрушения стенок.

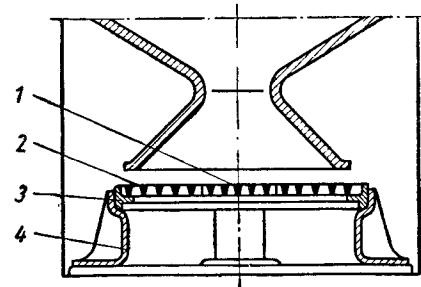
Колосниковые решетки

Колосниковые решетки в газогенераторах обратного процесса газификации имеют совершенно другое назначение, чем в газогенераторах прямого процесса. В газогенераторах обратного процесса через колосниковые решетки проходит газ, а не воздух, и они находятся в горячей среде, под камерой газификации.

Колосниковыми решетками газогенератора обратного процесса отделяется зольник, в который сыплются отходы топлива (зола

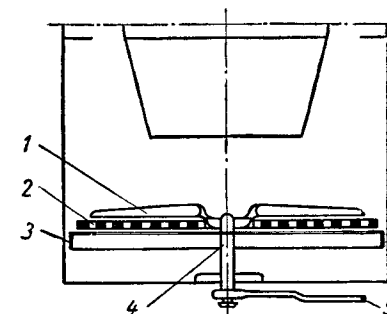
и зольный кокс) при газификации. Неподвижная решетка газогенераторов тракторов ЧТЗ СГ-65 и ХТЗ-Т2Г (фиг. 39) состоит из двух боковых решеток 2 и средней решетки 1. Решетки лежат на опорном кольце 3 со стойками 4. Средняя решетка для предохранения от выпадения запирается пальцем.

Неподвижная решетка расположена в пределах диаметра нижнего конуса камеры газификации и ниже ее на 15—20 мм. Решетку такой конструкции в эксплуатации, особенно при газификации древесных чурок мягких пород, необходимо часто очищать, что затрудняет работу. Поэтому в дальнейшем начали применять приспособления для чистки колосников и подвижные решетки с ручным приводом.



Фиг. 39. Неподвижная колосниковая решетка газогенераторов тракторов ЧТЗ СГ-65 и ХТЗ-Т2Г:

1 — средняя решетка; 2 — боковая решетка; 3 — опорное кольцо; 4 — стойка.



Фиг. 40. Колосниковая решетка с поворотными скребками:

1 — поворотный скребок; 2 — неподвижная решетка; 3 — угольник; 4 — вертикальный вал; 5 — рукоятка.

Конструкции подвижных решеток и приспособлений весьма разнообразны. Ниже приведены некоторые из них, получившие применение.

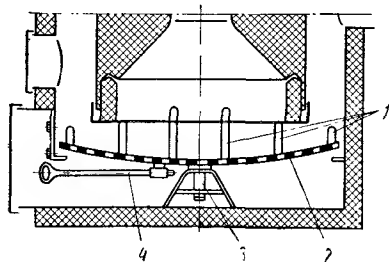
На фиг. 40 показана решетка 2 с поворотными скребками, опирающаяся на угольник 3. Поворотными скребками 1, насаженными на вертикальный вал 4 с рукояткой 5, можно производить шуровку отходов, скапливающихся на решетке. Скребки вращаются в горизонтальной плоскости.

Колосниковая решетка 2 (фиг. 41) с шуровочными штырями 1, установлена на оси 3. На вогнутом перфорированном диске установлено в радиальном направлении по три штыря различной высоты. Всего на каждой концентричной окружности диска расположено по четыре штыря. При повороте диска рукояткой 4 слой угля ворошится штырями и часть угля осыпается через отверстия диска; одновременно с этим нарушается структура слоя угля.

Колосниковая решетка типа встряхивающегося сита (фиг. 42) состоит из перфорированного диска 1 с мелкими отверстиями, насаженного на коленчатые рычаги 2. Рычагом 5, закрепленным на валу 4 с шаровой опорой, можно поворачивать диск 1 при помощи

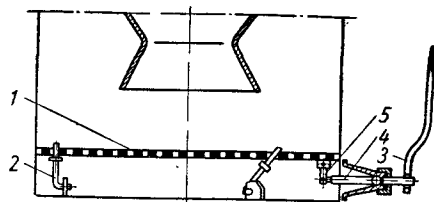
рукоятки 3, надеваемой на конец валика, и встряхивать сито, которое совершает при этом винтообразное движение.

Следует указать, что обе последние решетки (фиг. 41 и 42) вследствие малой толщины дисков сильно коробятся.



Фиг. 41. Колосниковая решетка шуровочными штырями:

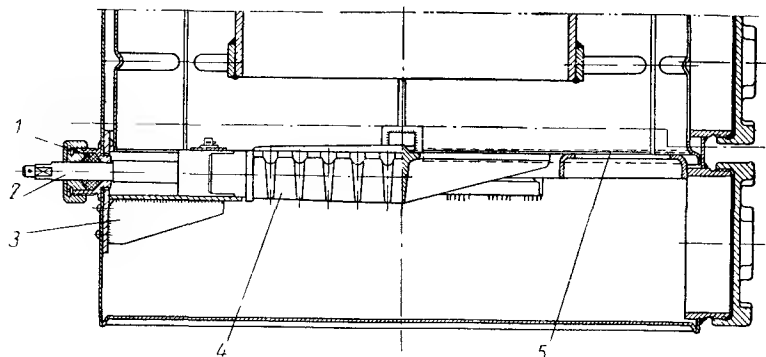
— шуровочные штыри; 2 — поворотная решетка; 3 — ось; 4 — рукоятка.



Фиг. 42. Колосниковая решетка типа встряхивающегося сита:

1 — перфорированный диск; 2 — коленчатый рычаг; 3 — рукоятка; 4 — валик; 5 — рычаг поворота диска.

Плоская качающаяся решетка (фиг. 43), разработанная Н. Г. Юдушкиным, весьма распространена; впервые она была применена в газогенераторе НАТИ-Г49 для бурых углей и торфа на автомобиле ЗИС-21.



Фиг. 43. Плоская качающаяся колосниковая решетка:

1 — сальник; 2 — промежуточный валик; 3 — опоры; 4 — качающаяся решетка; 5 — плоские боковые решетки.

Качающаяся решетка опирается на две опоры 3. Один конец вала решетки имеет паз, в который вставлен шип промежуточного валика 2, проходящий через нажимной сальник 1.

На квадратный конец валика насажен рычаг для соединения через промежуточные рычаги и валики с рукояткой в кабине трактора.

Решетка зафиксирована в горизонтальном положении. Вокруг качающейся решетки на том же уровне установлены плоские боковые решетки 5.

Колосники качающейся решетки выполнены трапециoidalного сечения с сужением колосников вниз с 14 до 5—6 мм.

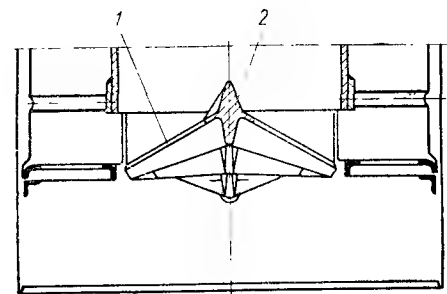
Прозоры между колосниками составляют 14—16 мм.

Необходимо указать, что толстые колосники тяжелы и прогибаются. Отношение между высотой h и шириной колосника b должно быть следующим: $\frac{h}{b} \geq 3 \div 4$.

Высокие колосники охлаждаются лучше. При алитировании поверхностей срок службы колосников увеличивается до 2000 час.

В тракторном газогенераторе ГБ-58 установлена качающаяся крышеобразная решетка 1 с выступами 2 (фиг. 44). С помощью такой решетки легко ворошить слой угля в камере газификации и сбрасывать золу и шлак в зольник при газификации торфобрикетов.

Подвижные решетки чаще всего имеют ручной привод, но при газификации зольных топлив применяют и механический привод от двигателя с червячной передачей для понижения числа оборотов ведущего вала решетки.



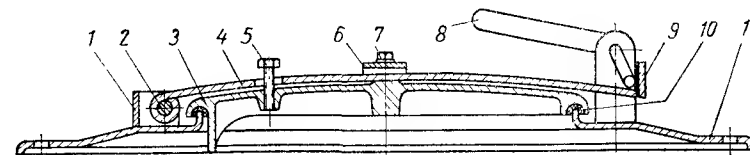
Фиг. 44. Качающаяся решетка в газогенераторе трактора ГБ-58:

1 — решетка; 2 — выступы.

Люки

Применяемые для обслуживания газогенераторов люки разделяются на загрузочные, смотровые и люки для выгрузки отходов.

Конструкция загрузочного люка газогенератора трактора ГБ-58 (фиг. 45) является типичной для многих конструкций газогенераторов (тракторы ХТЗ-Т2Г, ЧТЗ СГ-65, КТ-12 и др.).



Фиг. 45. Загрузочный люк газогенератора трактора ГБ-58:

1 — стойка оси; 2 — ось; 3 — крышка; 4 — нажимной рычаг; 5 — болт нажимного рычага; 6 — направляющая планка; 7 — болт направляющей планки; 8 — коленчатый рычаг; 9 — стойка коленчатого рычага; 10 — асбестовый шнур; 11 — горловина люка.

Горловина 11 люка сделана в верхнем днище газогенератора, которое стянуто вместе с фланцами бункера и корпуса газогенератора (с прокладками между ними) болтами.

Опорное кольцо горловины толщиной 2,5 мм отбортовано из материала днища. Литая чугунная крышка 3 имеет паз, в который

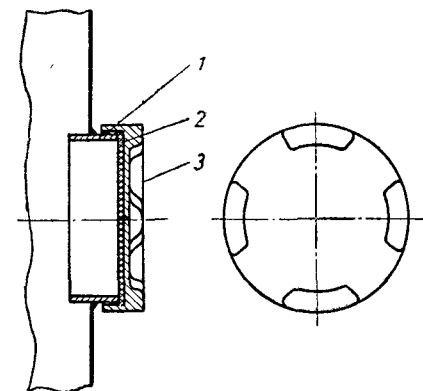
вложен уплотнительный асбестовый шнур 10, опирающийся на кольцо горловины.

Крышка имеет ребра жесткости. С одной стороны крышки для сбора конденсационной влаги, стекающей с крышки, устроено углубление, образуемое приливом при открывании крышки.

В центре на крышке имеется направляющая планка 6, скрепленная болтом 7 с крышкой. Между крышкой и планкой проходит плоский нажимной рычаг 4 из рессорной стали. Рычаг может поворачиваться на оси 2 в стойке 1. Относительное положение рычага и

крышки фиксируется болтом 5, который проходит через овальное отверстие в рычаге. Загнутым концом рычаг входит в стойку 9, на которой установлен коленчатый рычаг 8 для зажима рычага 4.

Усилие, приложенное к рукоятке рычага 8, увеличивается в центре крышки в 8—10 раз, вследствие чего создается достаточное и равномерное уплотнение шнура в канавке крышки. При взрыве газов внутри бункера происходит прогиб рычага 4, крышка приподнимается вверх и газ выходит через щель, образующуюся между крышкой и горловиной люка. После падения давления в бункере крышка садится на место.



Фиг. 46. Боковой резьбовой люк газогенератора:

1 — кольцо; 2 — прокладка; 3 — крышка.

Рычаг рассчитывают на избыточное давление в бункере не более $0,3 \text{ кг/см}^2$. При превышении этого давления крышка должна открываться.

Необходимо отметить, что штампованные стальные крышки без защитных покрытий быстро разъедаются органическими кислотами.

Для защиты от коррозии стальные крышки омедняют или эмалируют (керамическим способом). Хорошо противостоят коррозии чугунные литые крышки.

В газогенераторе НАТИ-ГБ устанавливают люки на уровне боковых колосниковых решеток.

Горловиной люка (фиг. 46) служит стальное сварное кольцо 1 из полосовой стали толщиной 6 мм.

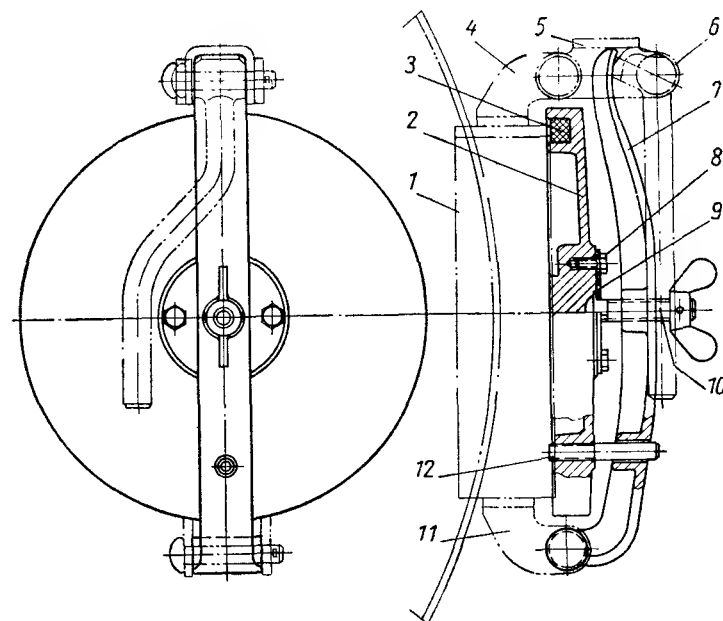
На горловине нарезана крупная резьба с шагом 6 мм. Крышкой 3 люка является чугунная отливка с выступами, служащими упорами для рычага при открывании и закрывании люков.

Внутри крышки проточена опорная плоскость для прокладки 2 и нарезана резьба с увеличенным зазором по среднему диаметру резьбы. Эти люки, весьма простые по конструкции, являются надежными в работе и обеспечивают хорошую герметичность при избыточном давлении до $0,3 \text{ кг/см}^2$.

В люках устанавливают асбестовые прокладки с металлическими обкладками толщиной 0,3 мм (для защиты от разрыва асбеста).

Штампованные и литые люки с уплотнительными шнурами в пазах крышек не нашли применения вследствие коробления стенок горловины люка и корпуса.

Лучшим в этом отношении был люк газогенератора трактора ЧТЗ СГ-65 (фиг. 47), но и за ним требовался тщательный уход, так как со временем асбестовый шнур выгорает.



Фиг. 47. Зольниковый люк газогенератора трактора ЧТЗ СГ-65:

1 — горловина; 2 — крышка; 3 — шнур; 4 — пегля; 5 — откидная скоба; 6 — запорная рукоятка; 7 — траверса; 8 — винт; 9 — шайба; 10 — винт; 11 — петля; 12 — шпилька.

Горловина 1 люка с петлями 4 и 11 приварена к корпусу газогенератора. Чугунная крышка 2 имеет кольцевой паз, в который заложен уплотняющий плетеный асбестовый шнур 3. Винт 10, ввернутый в траверсу 7 и удерживаемый в крышке шайбой 9 и винтом 8, передает усилие нажатия на траверсу запорной рукоятке 6, установленной в откидной скобе 5. Относительно траверсы крышка фиксируется шпилькой 12.

При высыхании уплотняющего шнура перемещение крышки регулируют винтом 10, что позволяет сохранить постоянным усилие упругой деформации траверсы, передаваемое на крышку.

КОНСТРУКЦИИ И ХАРАКТЕРИСТИКИ ГАЗОГЕНЕРАТОРОВ ОБРАТНОГО ПРОЦЕССА ГАЗИФИКАЦИИ

Газогенераторы для газификации сухого топлива

Газогенераторы тракторов ЧТЗ СГ-65 и ХТЗ-Т2Г имеют одинаковую схему, поэтому ниже приведено описание только конструкции газогенератора трактора ХТЗ-Т2Г (фиг. 48).

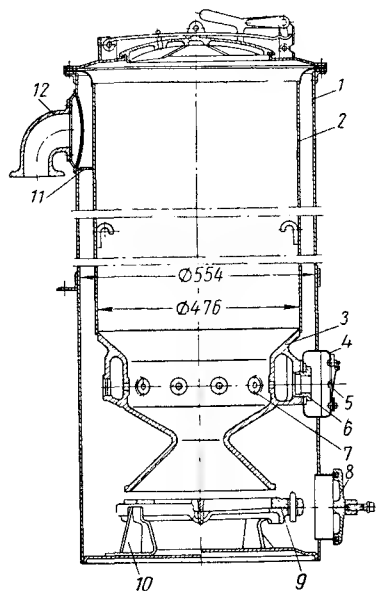
Газогенератор НАТИ-Г19, предназначенный для работы на воздушносухих древесных чурках, устанавливался на тракторе СХТЗ-НАТИ с двигателем Д2Г, переделанным из керосинового двигателя 1-МА. Газогенератор рассчитан на расход газа $85 \text{ м}^3/\text{час}$ с теплотворностью $1200 \text{ ккал}/\text{м}^3$.

Данный газогенератор является газогенератором обратного процесса газификации с обогревом газом бункера. В корпус 1 газогенератора (фиг. 48) вставлен бункер 2 с приваренной к нему камерой 3 газификации. Камера стальная литая, с периферийным дутьем. Воздушное дутье осуществляется через воздушную коробку 4 с обратным клапаном 5. Коробка 4 соединена футоркой 6 с воздушным поясом камеры газификации. Через 10 равномерно расположенных в поясе фурм 7 диаметром 10 мм воздух поступает внутрь камеры. Под камерой газификации находится неподвижная трехсекционная колосниковая решетка, лежащая на опорном кольце 9 с приваренными к нему стойками 10. Зольник с люком 8 отделен решеткой в корпусе газогенератора. Через люк удаляют отходы угля, золу и производят прочистку колосников.

Газ из камеры поднимается вверх вокруг бункера, проходит затем по каналу, образованному стенками корпуса и бункера и отражателем 11. Из газогенератора газ выходит через патрубок 12, привернутый болтами к фланцу корпуса.

На фиг. 49 изображен газогенератор трактора ХТЗ-Т2Г, модернизированный для трактора КТ-12.

Модернизация газогенератора заключалась в увеличении диаметра горловины камеры с 110 до 150 мм, введении резьбового зольникового люка, вместо откидного, увеличении диаметра бункера на 21 мм и сварки с бункером верхнего днища, на котором расположены детали загрузочного люка.

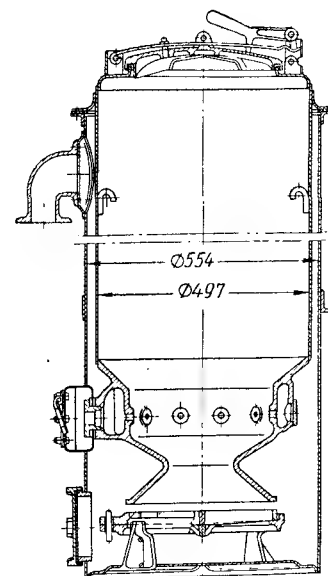


Фиг. 48. Газогенератор трактора ХТЗ-Т2Г:

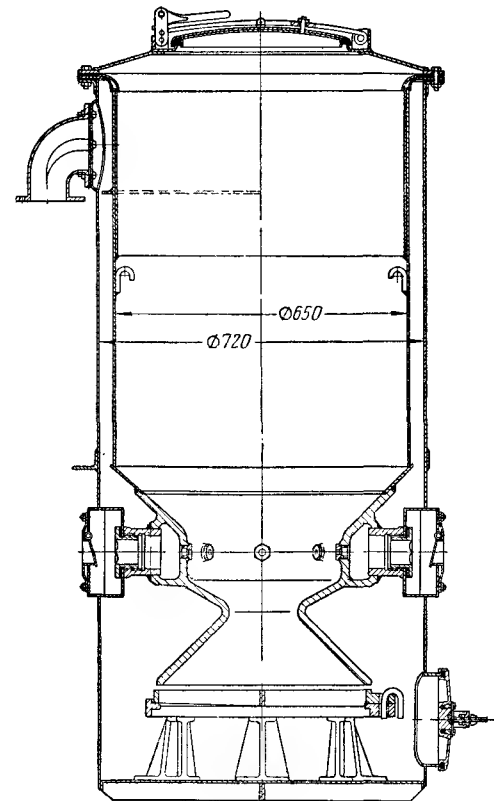
1 — корпус; 2 — бункер; 3 — камера газификации; 4 — воздушная коробка; 5 — обратный клапан; 6 — футорка; 7 — фурмы; 8 — люк зольника; 9 — опорное кольцо; 10 — стойка; 11 — отрагательное кольцо; 12 — патрубок выхода газа.

Газогенератор трактора ЧТЗ СГ-65 (фиг. 50) отличается от газогенератора трактора ХТЗ-Т2Г увеличенными размерами. Кроме того, вход воздуха в воздушный пояс камеры газификации ЧТЗ СГ-65 происходит через два диаметрально расположенных патрубка, а не через один. Остальные узлы газогенератора трактора ЧТЗ СГ-65 одинаковы с узлами газогенератора трактора ХТЗ-Т2Г.

Для облегчения вынимания бункеров в этих газогенераторах внутри к стенкам приварено по два крюка.



Фиг. 49. Газогенератор трактора КТ-12.



Фиг. 50. Газогенератор трактора ЧТЗ СГ-65.

В табл. 30 приведена краткая характеристика тракторных газогенераторов и параметры камер газификации.

Газогенератор трактора ГБ-58 (фиг. 51) отличается рядом конструктивных особенностей. Камера газификации газогенератора сделана комбинированной сварной, с литым воздушным поясом 6, цилиндрической нижней частью 11 и сменной горловиной 13, установленной на опорном кольце 12, которое опирается на упоры 7. Сварка камеры производится специальными электродами, обеспечивающими удлинение сварочных швов не менее чем на 18%.

Камера соединена с воздушной коробкой 15 корпуса не резьбовой футоркой, а болтами 14, что облегчает сборку и разборку газогенератора, так как резьба футорки пригорает, что вызывает большие затруднения при отторачивании футорки.

Характеристика тракторных газогенераторов

Трактор	Марка газогенератора	Расход газа в $\text{м}^3/\text{час}$	Расход топлива в $\text{кг}/\text{час}$	Мощность двигателя N_e в л. с.	Параметры камеры газификации (фиг. 19)							Тепловое напряжение в камере $\frac{Q}{V}$ в ккал/м ² час	Весовое напряжение газогенератора $\frac{G}{V}$ в кг/м ² час	
					D_K	d_i	$\frac{D_K}{d_i}$	h_2	H_K	$\frac{h_2}{H_K}$	v_K в л			$\frac{v_K}{N_e}$ в л. с.
ЧТЗСГ-65 ХТЗ-Т2Г	НАТИ-Г25	126,0	60,0	63	340	150	2,26	135	300	0,58	21,4	0,33	2,2 · 10 ⁶	600
	НАТИ-Г19	85,0	42,0	47	334	110	3,03	120	252	0,47	13,8	0,29	1,47 · 10 ⁶	480
ГБ-58 КТ-12	НАТИ-ГБ	95,5	47,5 *	50	350	150 *	2,33 *	150	270	0,53	22,5	0,45	1,75 · 10 ⁶	500
	КТ	83,5	43,0	38	340	175	2,0	115	205	0,56	20,2	0,40	1,88 · 10 ⁶	450
			40,0			150	2,26				12,1	0,27	1,56 · 10 ⁶	445

* В числителе приведены данные по газификации древесных чурок, в знаменателе — торфобрикетов ($W^p = 140\%$, $A^c = 5\%$).

* В числителе приведены данные по газификации древесных чурок, в знаменателе — торфобрикеты ($W_p = 140\%$, $A^* = 50\%$).

В газогенераторе установлена колосниковая качающаяся решетка 9, крышеобразной формы с тремя выступами для шуровки слоя. Решетка представляет собой стальную отливку, поверхность которой алитирована. Вокруг качающейся решетки расположены две боковые решетки 10 из листовой стали, толщиной 6 мм, также алитированные.

Стенки корпуса 2 вокруг камеры экранированы металлическими листами 8, подвешенными на крючках 5. Переходный конус 4 от цилиндра бункера к камере имеет при вершине угол 80°, т. е. угол образующей конуса к горизонту составляет 50°.

Для защиты бункера 3 от разъедания, которое наблюдалось при испытаниях после 2100 час. работы, введен защитный лист 1 толщиной 2 мм, привариваемый сверху на высоте 500 мм.

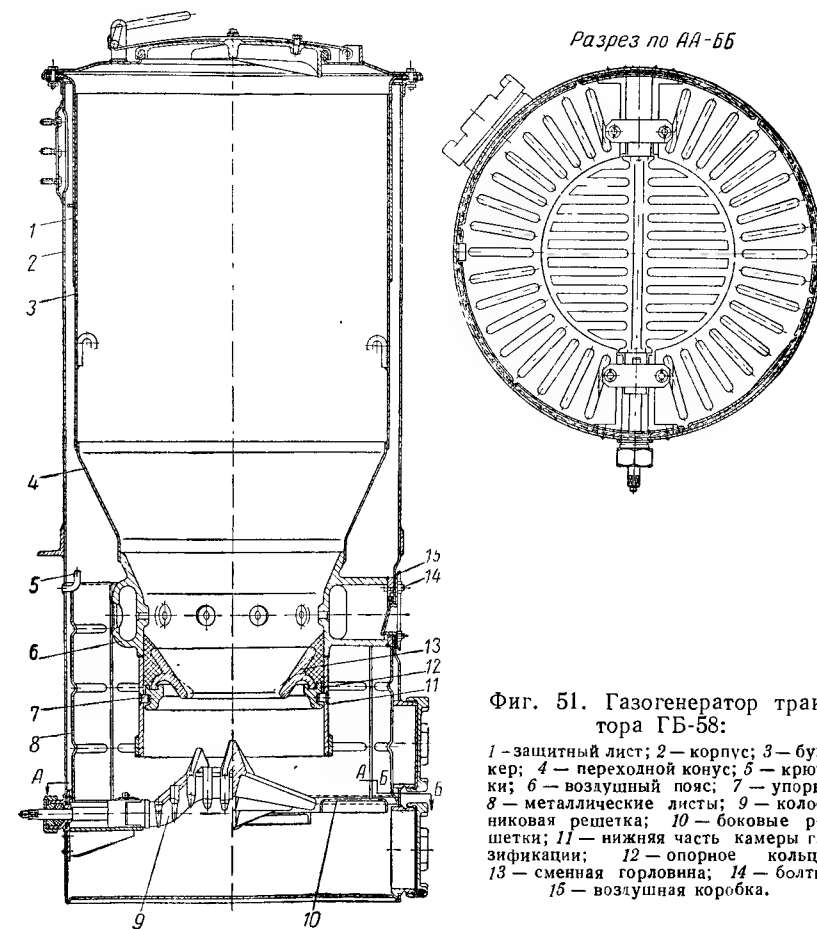
Экранирование корпуса исключает его коробление. На листах 8 после работы в течение 2250 час. не было следов износа. Бункер с защитным стальным листом наверху после 2000 час. работы находился в хорошем состоянии.

В камере устанавливают сменные горловины 13 отдельно для газификации древесных чурок и торфобрикетов. Горловины уплотняют по краям огнеупорной обмазкой с жидким стеклом.

Состав огнеупорной массы следующий: 15% огнеупорной глины, 85% мелко-молотого шамота (размером

1—2 мм) и 20—30% жидкого стекла. Воды в огнеупорную массу не добавляют. После прокаливании в газогенераторе масса становится твердой и плотной. В период испытания огнеупорная замазка выдерживала 800 час. без повреждений.

Температура газа, выходящего из газогенератора, при газификации древесины равна 300°, при газификации торфобрикетов 316°.



Фиг. 51. Газогенератор трактора ГБ-58:

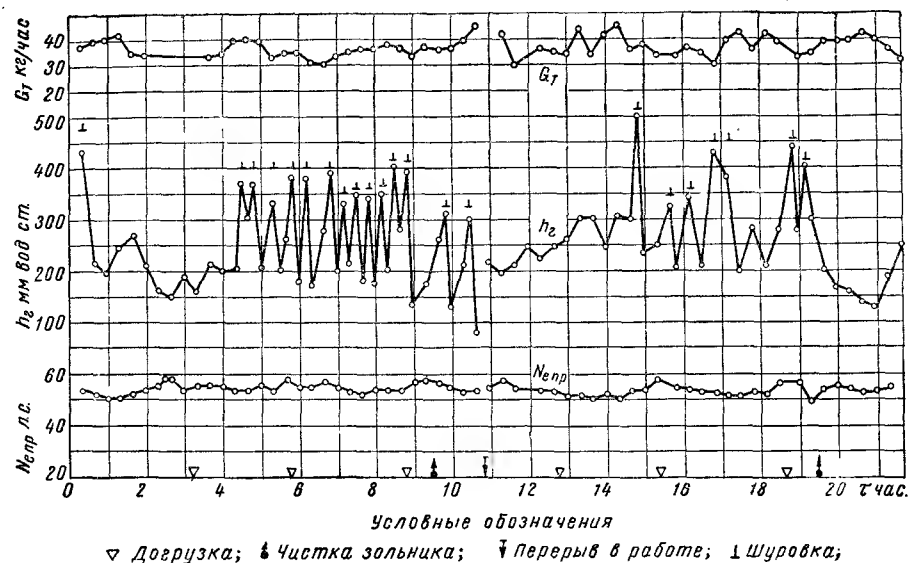
1 — защитный лист; 2 — корпус; 3 — бункер; 4 — переходный конус; 5 — крючки; 6 — воздушный пояс; 7 — упоры; 8 — металлические листы; 9 — колосниковая решетка; 10 — боковые решетки; 11 — нижняя часть камеры газификации; 12 — опорное кольцо; 13 — сменная горловина; 14 — болты; 15 — воздушная коробка.

Разрежение газа при выходе из газогенератора соответственно равно 150 и 300 мм вод. ст. Вследствие уплотнения торфяного кокса разрежение увеличивается, но уплотненный слой кокса при разрежении 300 мм вод. ст. взрывают колосниковой решеткой, и разрежение при выходе из газогенератора снижается до 150—200 мм вод. ст.

На фиг. 52 даны кривые изменения (в зависимости от времени работы) разрежения газа после газогенератора, мощности

(приведенной) двигателя ГД-50* и расхода топлива при газификации тоотсинских торфобрикетов, содержащих влаги $W^p = 14,9\%$, золы $A^c = 4,9\%$ и летучих $L^c = 72,4\%$.

Условными знаками на фиг. 52 показаны операции технического ухода. Как видно из фиг. 52, несмотря на колебание сопротивления, приведенная мощность N_e двигателя превышает 50 л. с. и в среднем составляет 54,1 л. с. Разрежение h_2 за газогенератором в среднем за опыт было равно 262 мм вод. ст.



Фиг. 52. Изменение мощности $N_{еп}$ (приведенной) двигателя ГД-50, расхода топлива G_T и разрежения h_2 после газогенератора ГБ при газификации торфобрикетов.

На древесных чурках влажностью $W^p = 10\%$ двигатель ГД-50 развивал мощность 54,1 л. с. Эта мощность сохранялась в течение 1000 час. и даже повысилась в конце испытаний до 54,7 л. с.

На фиг. 53 показано изменение состава газа и его теплотворности при газификации торфобрикетов в газогенераторе трактора ГБ-58 в зависимости от расхода газа.

Расход торфобрикетов составляет 40—45 кг/час, древесных чурок 48—50 кг/час. Очистка зольника при газификации древесных чурок производится через 20 час., при газификации торфобрикетов через 6—7 час.

В связи с экранированием температура стенок корпуса снизилась до 400°. Без экранирования температура стенок поднималась до 700—750°, вследствие чего они коробились.

* Двигатель ГД-50 отличался от серийного двигателя Г-58 только распределительным валом, взятым с двигателя ГМА керосинового трактора СТЗ-НАТИ.

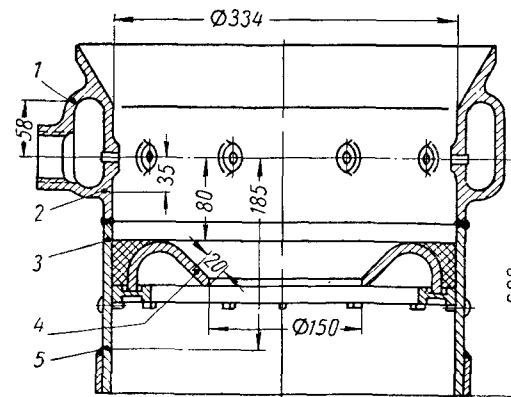
При подготовке камеры газификации к алитированию были проведены предварительные исследования температурного режима в разных местах стенок камеры со сменной горловиной модернизированного газогенератора трактора ХТЗ-Т2Г. Схема расположения точек измерений в камере показана на фиг. 54.

В табл. 31 представлены средние данные о температуре в указанных точках.

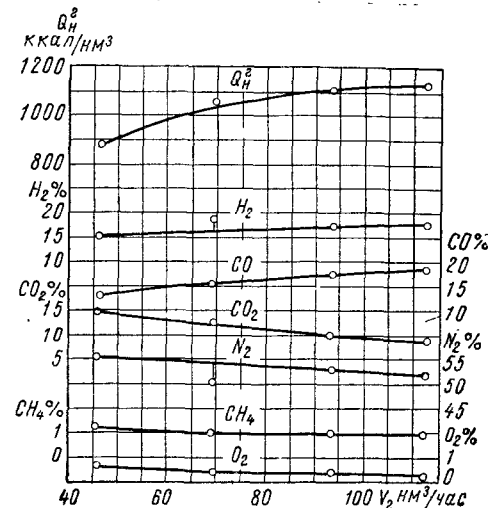
Измерения производили при газификации древесных чурок влажностью $W^p = 10,2\%$ и при расходе газа 85 нм³/час. Полученные данные показали возможность применения алитирования как жароупорного покрытия, которое обеспечивает длительную защиту стенки при температуре не более 1000°.

Эти данные послужили основанием для введения алитирования по новому способу, предложенному инж. П. Т. Городновым.

Технология алитирования следующая. Деталь очищают от ока-



Фиг. 54. Схема расположения точек измерений температур в камере газификации модернизированного газогенератора трактора ХТЗ-Т2Г.



Фиг. 53. Состав газа при газификации торфобрикетов и теплотворность газа в зависимости от его расхода в газогенераторе трактора ГБ-58. Топливо — дулевские торфобрикеты ($W^p = 15,4\%$; $A^c = 5,5\%$; $L^c = 71,6\%$).

лины при помощи пескоструйного аппарата. Затем производится металлизация поверхности алюминием.

Слой алюминия покрывают обмазками, предохраняющими его от расплавления при последующей термообработке, которая продолжается 3 часа: нагрев до температуры 900°, выдержка при 900° в течение 1 часа, затем остывание и выгрузка из печи.

Этот метод отличается от прежнего (с насыщением поверхности порошкообразным алюминием в больших герметично заделанных ящиках) кратковременностью термообработки. По прежней технологии

Таблица 31

Температура различных точек в камере газификации

Номер места измерения (фиг. 54)	Место измерения	Температура по поясу в °С	
		Средняя	Максимальная
1	Верхняя часть воздушного пояса . .	500	600
2	Нижняя часть воздушного пояса . .	575	715
3	Верхняя часть цилиндра камеры . . .	632	995
4	Горловина по внутреннему диаметру .	862	985
5	Нижняя часть цилиндра камеры . .	715	840

процесс термообработки длился 28 час., что значительно удорожало стоимость покрытия.

При алитировании образуется жаропрочный слой из карбидов железа с алюминием толщиной 0,5—0,7 мм. Такой слой предохраняет малоуглеродистую сталь от окисления.

Во время работы газогенератора алюминий при нагреве диффундирует вглубь, карбиды на поверхности разрушаются и защитный слой постепенно исчезает. Этот период длится более 1500 час.

Газогенераторы для газификации влажного топлива

Описанные выше конструкции газогенераторов предназначены для газификации сухого топлива, из которого получается газ хорошего качества, обеспечивающий нормальную работу двигателя.

Газификация влажного топлива в указанных газогенераторах невозможна. Для этого требуются дополнительные приспособления, обеспечивающие получение газа с достаточной теплотворностью.

Существуют два способа для достижения указанной цели. Первым способом является максимальное использование тепла топлива, снижение всех тепловых потерь путем изоляции газогенератора и использования физического тепла газа, выходящего из газогенератора, для подогрева подаваемого в газогенератор воздуха. Таким образом удастся повысить допустимую влажность W^p газифицируемого древесного топлива до 30%.

Вторым способом является вытеснение из бункера газогенератора водяного пара вместе с газами сухой перегонки древесины при работе газогенератора под давлением. Давление в газогенераторе создается вследствие подачи в него увеличенного количества воздуха под избыточным давлением центробежным вентилятором. В газогенераторах ЦНИИМЭ для этой цели применяют вентилятор трактора КТ-12 (число оборотов вентилятора увеличивается до 8—10 тыс. в минуту).

Таким способом при регулировке выхода газов в атмосферу путем дросселирования в патрубке можно газифицировать очень влажное топливо, подсушивая его в бункере. Однако это связано с повы-

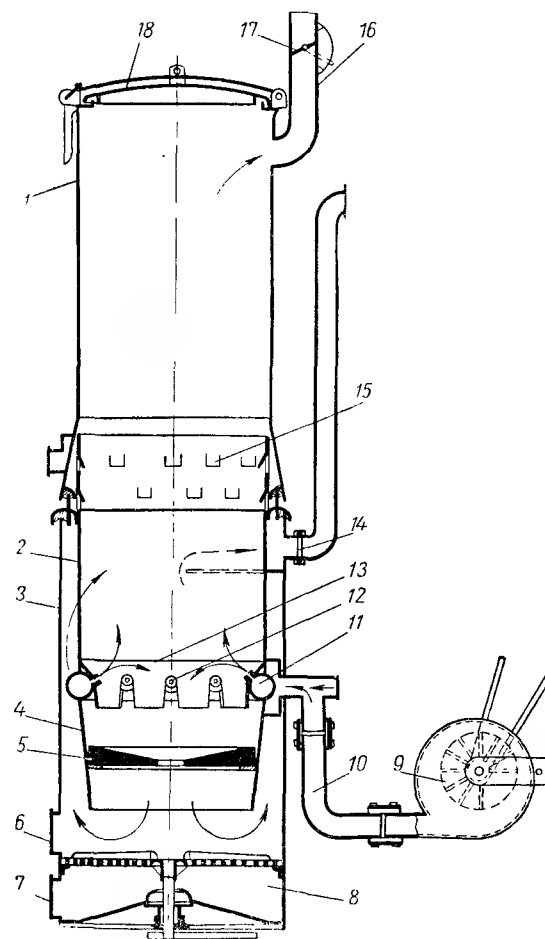
шенным расходом сухой массы топлива. По данным ЦНИИМЭ, расход рабочего топлива увеличивается от 0,95 до 2,5 кг/л. с. ч. Общее увеличение количества газифицируемого влажного топлива и особенно сухой массы его приводит к увеличению выделения тепла в окислительной зоне, что ведет к повышению тепловых напряжений в камере газификации и вредно отражается на состоянии стенок.

На фиг. 55 показан газогенератор ЦНИИМЭ-17, предназначенный для газификации влажных дров. Прямоугольный бункер газогенератора состоит из двух частей — верхней 1 и нижней 2, соединенных с камерой 4 газификации. Суммарный объем бункера равен 0,25 м³. При такой емкости бункера газогенератор может непрерывно работать в течение 1—1,5 часа.

Загрузочный люк газогенератора закрывается крышкой 18.

Корпус 3 газогенератора изготовлен из листовой стали толщиной 3 мм. В нижней части его имеются два резьбовых люка 6 и 7 для чистки зольника 8 и проверки состояния камеры газификации.

В газогенераторе установлена колосниковая решетка с вращающимся скребком. Камера 4 газификации сварная со сменной чугунной горловиной 5. Воздушный пояс 11 выполнен из круглых труб и имеет 16 воздушных фурм 12 диаметром 7,5 мм. Воздушный пояс прикрыт специальным экраном 13.



Фиг. 55. Газогенератор ЦНИИМЭ-17 для газификации влажных дров:

1 — верхняя часть бункера; 2 — нижняя часть бункера; 3 — корпус; 4 — камера газификации; 5 — горловина; 6 и 7 — люки; 8 — зольник; 9 — центробежный вентилятор; 10 — воздушная труба; 11 — воздушный пояс; 12 — фурмы; 13 — экран; 14 — патрубок выхода газа; 15 — язычки; 16 — патрубок; 17 — заслонка; 18 — крышка загрузочного люка.

Сверху нижней части бункера в стенках сделаны отверстия, прикрытые язычками 15 для спуска конденсата.

Нижняя часть бункера омывается горячим генераторным газом, который выходит затем из газогенератора через патрубок 14.

Воздух поступает в камеру газификации по трубе 10 под давлением, создаваемым центробежным вентилятором 9.

Вследствие разрежения, создаваемого двигателем, генераторный газ проходит через камеру в направлении, обычном для газогенераторов обратного процесса. Под давлением воздуха образовавшиеся в окислительной зоне газы частично движутся и вверх, подсушивая дрова и выходя затем через патрубок 16 с дроссельной заслонкой 17. Заслонкой 17 можно регулировать выпуск газов в атмосферу.

Из-за потерь горючих газов вместе с водяными парами, удаляемыми из газогенератора, и затрат тепла на сушку дров расход их (по данным ЦНИИМЭ) увеличивается от 0,95 при газификации сухого топлива до 2,5 кг/л. с. ч. при газификации влажного топлива. Расход топлива зависит от расхода воздуха, характеризующего его давлением перед входом в газогенератор (при постоянном сечении фурм расход газов будет увеличиваться с повышением скорости дутья, которая растет пропорционально корню квадратному из напора h воздуха перед фурмами). Для двигателя ЗИС-21А, установленного на тракторе КТ-12, при 1800 оборотах вала в минуту и при давлении 100 мм вод. ст. расход топлива составлял 40 кг/час, при давлении 300 мм вод. ст. расход возрастал до 53 кг/час.

Дросселирование выхода пара из газогенератора сравнительно меньше влияет на расход топлива. При давлении наддува 155 мм вод. ст. и полностью открытой дроссельной заслонке пара расход дров составлял 45 кг/час, при уменьшении открытия дроссельной заслонки на 25% расход составил 39 кг/час.

Средний расход топлива при работе трактора КТ-12 с газогенератором ЦНИИМЭ-17 при влажности рабочего топлива $W^p = 50\%$ составлял 50 кг/час.

Прочность данного газогенератора, особенно камеры газификации, оказалась недостаточной. С применением керамики для изоляции внутренних стенок камеры прочность газогенератора повысилась.

Следует указать, что таким путем можно газифицировать влажные древесные чурки и в стандартных газогенераторах с наддувом воздуха.

ГАЗОГЕНЕРАТОРЫ ПРЯМОГО ПРОЦЕССА ГАЗИФИКАЦИИ

Для тощих топлив в транспортных установках применяют газогенераторы прямого процесса газификации с срединным отбором газа (прямой процесс с отбором газа в середине слоя) или газогенераторы с горизонтальным процессом газификации. В последних газогенераторах теплотворность получаемого газа сравнительно низкая. Наоборот, газогенераторы прямого процесса газификации с паро-воздушным дутьем обеспечивают высокую теплотворность газа (1200—1300 ккал/м³); их можно применять для газификации зольных топлив со шлакующей золой.

Эти газогенераторы различают по следующим характерным признакам:

- 1) способу удаления золы;
- 2) паро-водяной системе;
- 3) газоотборному устройству;
- 4) пусковым приспособлениям;
- 5) предохранительным устройствам для безопасной загрузки бункера;
- 6) использованию тепла в газогенераторе.

Классификация по этим характерным признакам позволяет правильно оценить конструкцию газогенератора.

Способ удаления золы

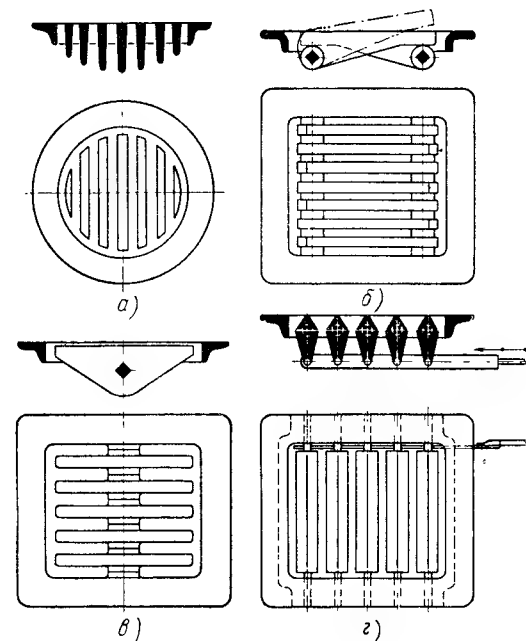
Наибольшее распространение в транспортных установках получили газогенераторы с периодическим удалением шлака. В этом случае высоту шахты необходимо увеличивать на некоторую величину для накапливающихся шлака и золы. Высота активного слоя в этих газогенераторах получается переменной и уменьшается во время работы.

Колосниковые решетки для этих газогенераторов показаны на фиг. 56. Решетки применяют плоские, литые из чугуна, с шуровочными приспособлениями (и без них для менее напряженной работы).

Неподвижные решетки (фиг. 56, а) без шуровочных приспособлений чаще всего делают с высокими колосниками, имеющими отношение $\frac{h}{b} = 2,5 \div 3$.

Ширина прозоров между колосниками составляет 6 мм, ширина колосника 10—12 мм.

На фиг. 56, б показана колосниковая решетка с распределением колосников, сидящих на отдельных валах, на две группы через один



Фиг. 56. Колосниковые решетки газогенераторов прямого процесса газификации:

а — неподвижная решетка; б — решетка с двумя группами поворотных колосников; в — решетка газогенератора проф. В. С. Наумова; г — решетка с качающимися колосниками.

и имеющих на соединительных валиках рычаги. Шуровка слоя золы и шлака производится путем поочередного поворачивания группы колосников, которые взламывают шлак и сдвигают его в сторону. Мелкие куски шлака и золы просыпаются в прозоры между колосниками.

Следует указать, что сыпание шлака и золы, смешанных часто с углем, в зольник, в котором проходит паро-воздушная смесь, нужно делать весьма осторожно, так как при большом накоплении отходов может загореться уголь, что приведет к расплавлению колосников.

Большее распространение имеют колосниковые решетки с шуровочными приспособлениями.

На фиг. 56, в изображена колосниковая решетка, примененная в антрацитовом автомобильном газогенераторе проф. В. С. Наумовым. Колосники здесь насажены на вал, который можно поворачивать и тем самым производить шуровку и взламывание шлака.

Имеются две модификации решетки такого типа:

а) круглая колосниковая решетка с колосниками различной длины;

б) парная колосниковая решетка, состоящая из двух параллельных групп колосников.

На фиг. 56, г показана колосниковая решетка с колосниками, качающимися от рукоятки ручного привода.

Колосниковые решетки изготовляют, как правило, из жароупорного чугуна.

В последние годы намечается тенденция к использованию зольных каменных углей в газогенераторах, с механизированным шлако- и золоудалением.

Паро-водяная система

Паро-водяная система газогенератора прямого процесса газификации оказывает значительное влияние на работу газогенератора. Паро-водяная система состоит из водяного бака, в котором хранится запас расходуемой воды, испарителя, перегревателя и дозирующих устройств для пара и воды. Наибольшее распространение в выполненных конструкциях газогенераторов получил водяной бак, расположенный вокруг бункера газогенератора, что исключает замерзание воды зимой и значительно сокращает длину водяных тонких труб от бака до испарителя.

Испаритель воды располагают вокруг шахты газогенератора (для охлаждения ее стенок).

Количество испаряющейся воды регулируют различными способами. Существуют паро-водяные системы с постоянным и переменным уровнем воды в испарителе. В первом случае высота уровня воды поддерживается постоянным поплавковым регулятором. При понижении уровня воды в регуляторе поплавков опускается и вода поступает из бака в него и сообщающийся с ним испаритель.

Во втором случае количество воды, поступающей в испаритель, регулируют дозирующим краником с установкой в водяном баке

несложных приспособлений для обеспечения постоянного напора при истечении.

Высота уровня воды в испарителе в зависимости от температуры поверхности нагрева устанавливается переменной.

Количество испаряющейся воды выражается следующим уравнением:

$$G_g = \frac{k\pi D h_g (t_z - t_s)}{i''} \text{ кг/час}, \quad (213)$$

где k — коэффициент теплопередачи от нагревающих газов к воде в $\text{ккал/м}^2\text{час}^\circ\text{C}$;

D — диаметр корпуса испарителя в м;

h_g — уровень воды в испарителе в м;

t_z — температура газов, нагревающих обмуровку шахты, через которую происходит теплопередача, в $^\circ\text{C}$;

t_s — температура кипения воды в $^\circ\text{C}$;

i'' — теплота испарения воды и нагрева пара до температуры 100° .

Теплоту i'' определяют по таблицам насыщенного пара проф. М. П. Вукаловича [2] или рассчитывают по формуле

$$i'' = 538,9 + (t_s - t_g) \text{ ккал/кг},$$

где t_g — температура воды, поступающей в испаритель.

При регулировке по первому способу ($h_g = \text{const}$) и при постоянных значениях D , i'' и t_s количество испаряющейся воды является переменной величиной, зависящей от изменения коэффициента теплопередачи k и температуры t_z нагревающих газов. Обе эти величины в газогенераторах с периодическим удалением шлака во время работы снижаются в пределах поверхности нагрева, и поэтому расход воды G_g также уменьшается.

При регулировке по второму способу количество подаваемой в испаритель воды $G_g = \text{const}$ и при постоянных значениях D , i'' и t_s и переменных величинах k и t_z изменяется уровень воды h_g в испарителе. С накоплением шлака поступающее количество воды не испаряется в пределах начальной высоты h_g и уровень ее повышается. Такой способ регулировки количества испаряющейся воды позволяет получить в газогенераторе необходимое количество пара независимо от накопления шлака.

В дозирочном кране делают два-три калиброванных отверстия для полной и средней нагрузки газогенератора и работы на холостом ходу.

Надо указать, что при накоплении шлака наблюдается перемещение окислительной зоны вверх и снижение температуры газов, нагревающих изоляцию шахты и воду в испарителе.

Пар из испарителя направляется в ряде конструкций газогенераторов непосредственно для смешения с воздухом в зольнике.

Расход G_n пара зависит от разности давлений пара в испарителе или в перегревателе и воздуха в воздушной трубе или в зольнике

и диаметра отверстия для прохода пара, что видно из следующего уравнения:

$$G_n = 3600 \alpha f_n \sqrt{2g(p_1 - p_2) \gamma_n} \text{ кг/час}, \quad (214)$$

где f_n — площадь отверстия для прохода пара в м^2 ;

α — коэффициент истечения;

p_1 — давление пара в испарителе или перегревателе в кг/м^2 ;

p_2 — давление воздуха в воздушной трубе или зольнике в кг/м^2 ;

g — ускорение силы тяжести в м/сек^2 ;

γ_n — удельный вес пара в кг/м^3 .

Давления пара и воздуха могут быть выражены следующим образом:

$$p_1 = p_0 + p_n, \quad \text{а} \quad p_2 = p_0 - h_g,$$

где p_0 — давление окружающей среды;

p_n — избыточное давление пара;

h_g — разрежение в воздушной трубе или зольнике.

Следовательно,

$$G_n = 3600 \alpha f_n \sqrt{2g(p_n + h_g) \gamma_n} \text{ кг/час}. \quad (215)$$

Пользуясь связью разрежения h_g в воздушной трубе или зольнике с расходом воздуха V_g , можно показать зависимость расхода пара от расхода воздуха.

Разрежение h_g в воздушной трубе или зольнике может быть выражено эмпирическим уравнением

$$h_g = a V_g^2. \quad (216)$$

Подставляя h_g в уравнение (215) и принимая, что избыточное давление пара p_n равно нулю, получаем

$$G_n = 3600 \alpha f_n V_g \sqrt{2ga \gamma_n}. \quad (217)$$

Расход воздуха и газа связаны между собой по уравнению (151). Умножая обе части этого уравнения на G_T , находим

$$V_g = \frac{N_2^c V_{c,z}}{N_2^g}.$$

Полагая $\frac{N_2^c}{N_2^g} = \mu$ и заменяя V_g в уравнении (217) согласно приведенному выражению, получаем

$$G_n = 3600 \alpha f_n \mu V_{c,z} \sqrt{2ga \gamma_n}. \quad (218)$$

Расход газа $V_{c,z}$ может быть выражен через расход топлива G_T и выход газа из топлива v_c , так как

$$G_T = \frac{V_{c,z}}{v_c}.$$

Подставляя это выражение в уравнение (217), получаем

$$G_n = 3600 \alpha f_n \mu v_c G_T \sqrt{2ga \gamma_n}. \quad (219)$$

Приведенные уравнения (217) — (219) показывают зависимость расхода пара от расхода воздуха, газа и топлива.

При такой регулировке можно обеспечить в процессе газификации расход пара в соответствии с расходом топлива. Отклонения от этого могут вызываться изменением величин μ и v_c в зависимости от расхода G_T топлива. Надо заметить, что паро-водяные системы работают при атмосферном давлении или при избыточном давлении. Первые называются также открытыми системами, а вторые — закрытыми.

В первом случае при повышении давления избыток пара выходит в атмосферу, во втором при повышении давления уменьшается количество воды, поступающей для испарения.

Наибольшее распространение получила паро-водяная открытая система с испарением при атмосферном давлении.

В устарелых системах вода испарялась при подаче каплями в карманах, приваренных к наружной стенке шахты.

В этих паро-водяных системах не было соответствия между производством и потреблением пара в газогенераторе в зависимости от нагрузки по расходу газа.

Существовали также газогенераторы, в которых воздух, проходя над поверхностью воды в обогреваемом баке, насыщался водяными парами и захватывал воду с собой.

Из-за неравномерного испарения воды, которая вначале медленно прогревается, а затем начинает бурно кипеть, в таких установках получалась неравномерная подача пара для процесса газификации.

В транспортных газогенераторных установках, чтобы избежать конденсации пара при сильном охлаждении паро-воздушной смеси в холодное время года (что приводит к появлению в зольнике воды и снижению подачи пара в шахту) паро-воздушную смесь целесообразно перегревать перед подачей в шахту. Кроме того, зольник изолируют асбестом, для того чтобы избежать в нем охлаждения паро-воздушной смеси. Поэтому зимой в зольнике не происходит конденсации пара.

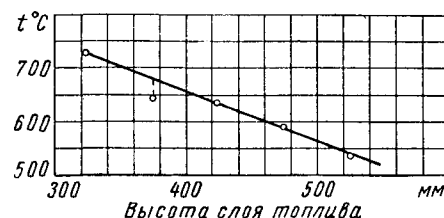
Газоотборные устройства

Температура газа при выходе из середины активного слоя топлива зависит от высоты слоя, количества пара, вводимого в процессе газификации, и теплотворности топлива.

На фиг. 57 показана зависимость температуры газа, выходящего из активного слоя, от высоты последнего при газификации древесного угля. С уменьшением высоты слоя температура газа повышается. С увеличением расхода воды температура газа понижается. Повышение теплотворности топлива приводит к увеличению температуры газа, покидающего слой.

Газ перед входом в газоотборный патрубок имеет температуру 600—700°, поэтому газоотборные патрубки находятся в газогенераторах под действием газов с высокой температурой.

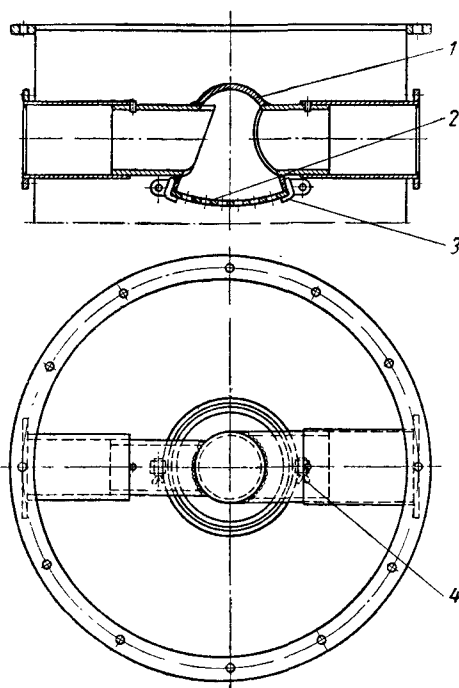
Существуют два вида газоотборных устройств:



Фиг. 57. Зависимость температуры газа при выходе из активного слоя от высоты слоя при газификации древесного угля.

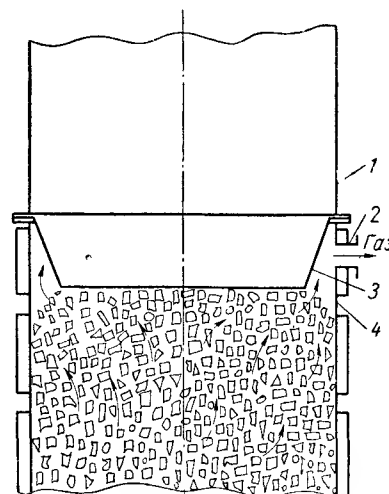
Расход газа равен $100 \text{ м}^3/\text{час}$, расход древесного угля $G_T = 24,1 \text{ кг}/\text{час}$, расход воды $G_B = 6,3 \text{ кг}/\text{час}$;

$$\frac{Q_B}{G_T} = 26,1\%$$



Фиг. 58. Разборный газоотборный колпак:

1 — колпак; 2 — решетка; 3 — зажимное кольцо; 4 — разрезной болт.



Фиг. 59. Периферийный отбор газа в газогенераторах прямого процесса газификации:

1 — бункер; 2 — патрубок; 3 — конус; 4 — шахта газогенератора.

1) газоотборный колпак, расположенный по оси газогенератора на высоте активного слоя топлива;

2) конус, расположенный около стенок шахты, для периферийного отбора газа.

В первом, наиболее распространенном случае, на трубе, соединенной с патрубком выхода газа, приваренном к корпусу газогенератора, закреплен сварной или литой колпак-патрубок. В этом патрубке поставлена решетка для предупреждения уноса крупных кусков угля вместе с газом.

Газоотборный колпак находится под действием высокой температуры, что вызывает необходимость делать его стенки толщиной 6—8 мм и алитировать их.

На фиг. 58 показана конструкция разборного газоотборного колпака, состоящего из собственно колпака 1, съемной решетки 2 (толщиной 6 мм, с отверстиями диаметром 16 мм), зажимных колец 3 и разрезных болтов 4.

К трубам колпак приварен. С торцов, чтобы избежать просачивания газа, зазоры уплотнены асбестовым шнуром.

Второй вариант газоотборного устройства — периферийный отбор газа — изображен на фиг. 59. Между бункером 1 и шахтой 4 газогенератора зажат конус 3. Газ поступает при отсасывании в свободное кольцевое пространство между конусом и корпусом и проходит далее в патрубок 2.

Преимущество газоотборного устройства этого типа заключается в том, что в данном случае увеличены проходы для газа и отсутствуют решетки с отверстиями малого диаметра, часто засоряющиеся мелким углем.

Пусковые приспособления

Разжиг антрацита и полукокса в газогенераторе обратного процесса газификации представляет большие затруднения. Для прогрева угля необходимо в весьма короткое время подвести 2500 ккал тепла на 1 кг топлива.

Чем выше температура нагревающих газов, тем быстрее происходит прогрев топлива. Жидкое топливо, распыливаемое пневматическим или механическим способом, сгорает в факеле с коэффициентом избытка воздуха не менее 1,5. Вследствие этого в период разжига подачу воздуха и соответственно топлива в газогенератор необходимо увеличивать.

По опытам НАТИ, при расходе газа в период разжига, равном нормальной производительности газогенератора, разжиг ускоряется. Для доведения производительности вентилятора до необходимого расхода воздуха чаще всего применяют нагнетание воздуха в газогенератор и выпуск газов, образующихся в период разжига после газогенератора, что уменьшает потери статического напора вентилятора.

Выпуск газов производится через газоотборный колпак или вокруг конуса и установленную на газогенераторе специальную выпускную трубу. В верхней части трубы устанавливается крышка

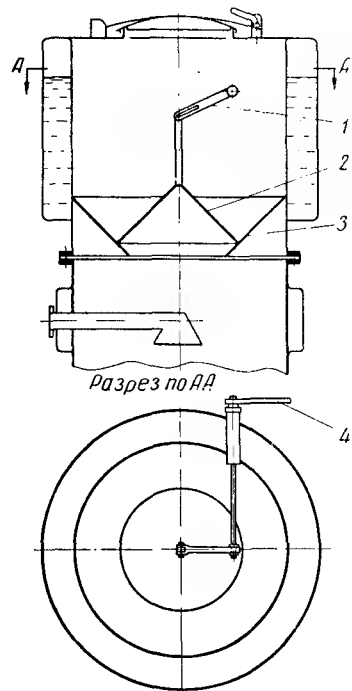
с быстродействующим затвором. Нижний входной патрубок соединяют с вентилятором.

Опыты по разжигу антрацита и полукокса, проведенные в НАТИ, показали, что при расходе воздуха $100 \text{ м}^3/\text{час}$ полное время разжига и пуска холодного двигателя на газе из полукокса летом может быть доведено до 6—8 мин., а на газе из мелкого антрацита, размером 6—13 мм, — до 10 мин.

Использование тепла в газогенераторах прямого процесса газификации

Тепло, излучаемое стенками корпуса газогенератора и теряемое при конвективном теплообмене, может быть использовано в газогенераторах прямого процесса газификации для получения пара и его перегрева, для подогрева воздуха, поступающего в газогенератор, и для подогрева воды в водяном баке. Физическое тепло газа, выходящего из газогенератора, может быть использовано для подогрева воздуха.

В газогенераторе прямого процесса реализация всех этих возможностей позволяет увеличить к. п. д. газогенератора до 0,8—0,85.



Фиг. 60. Обратный колокол для безопасной загрузки топлива в газогенератор:

1 — рычаг; 2 — подвижной конус; 3 — неподвижный конус; 4 — рукоятка.

Для загрузки бункера опускают конус и открывают загрузочный люк, после чего заполняют бункер топливом и затем повторяют операцию, описанную выше.

При этом способе уменьшается запас топлива в бункере, так как появляются «мертвые» углы, не заполняемые углем.

Предохранительные устройства для безопасной загрузки

Во время загрузки газогенераторов прямого процесса газификации (при отсутствии специальных загрузочных устройств) может произойти взрыв газов, находящихся в бункере.

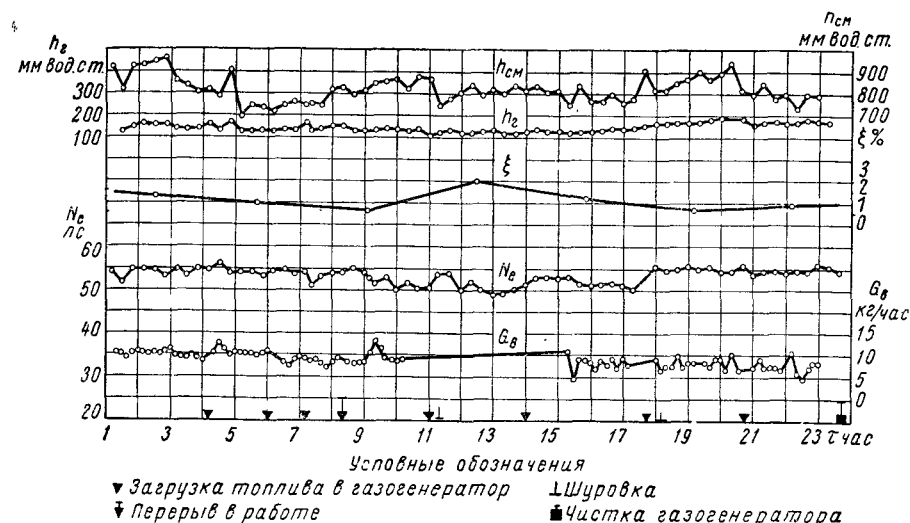
Для предотвращения взрывов применяют обратный колокол, схематически изображенный на фиг. 60. Колокол состоит из конуса 2, подвешенного на рычаге 1 и опирающегося при посадке на конус 3.

При поворачивании рукоятки 4 конус 2 поднимается вверх и уголь из бункера, отделенного колоколом, высыпается вниз при закрытом загрузочном люке.

НЕКОТОРЫЕ ДАННЫЕ ПО РАБОТЕ ДВИГАТЕЛЕЙ НА ГАЗЕ ИЗ ТОЩИХ ТОПЛИВ

На фиг. 61 показаны результаты испытания двигателя Г-58 на газе из полукокса в зависимости от времени работы.

Максимальная мощность (приведенная) была равна 56,9 л. с., средняя мощность 53,5 л. с. Расход полукокса в час составлял 24,2 кг, расход воды для газификации 9 кг/час или 37,2% от расхода топлива. Удельный расход полукокса 452 г/л. с.



Фиг. 61. Результаты испытания двигателя Г-58 при газификации полукокса в зависимости от времени τ работы:

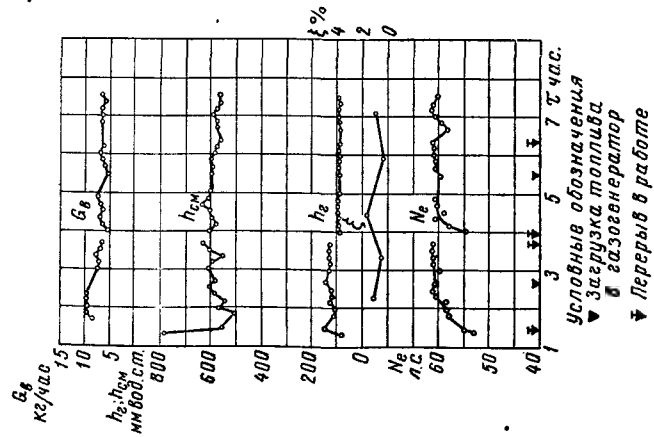
N_e — приведенная мощность; G_v — расход воды; h_2 — разрежение после газогенератора; $h_{см}$ — разрежение перед смесителем; ξ — коэффициент устойчивости мощности.

Коэффициент устойчивости мощности двигателя $\xi = 1,69\%$. Среднее разрежение после газогенератора в среднем $h_2 = 144 \text{ мм вод. ст.}$, за тонким очистителем (фильтром) газа $h_{см} = 823 \text{ мм вод. ст.}$

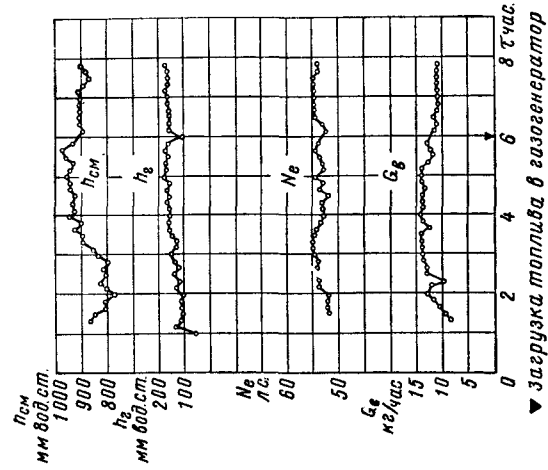
Испытания были проведены при активном слое полукокса высотой 525 мм. Изоляция стенок была из шамотной набивной массы высотой 200 мм, толщина изоляции 40 мм.

На фиг. 62 показаны результаты испытания двигателя Г-58 на газе из древесного угля в зависимости от времени работы. Приведенная мощность (средняя) 59,3 л. с., расход древесного угля в час 24,8 кг, расход воды 6,2 кг/час или 25% от расхода топлива, среднее разрежение после газогенератора $h_2 = 97 \text{ мм вод. ст.}$ при высоте активного слоя 375 мм, разрежение (среднее) после очистителя $h_{см} = 586 \text{ мм вод. ст.}$ Коэффициент устойчивости $\xi = 0,84\%$.

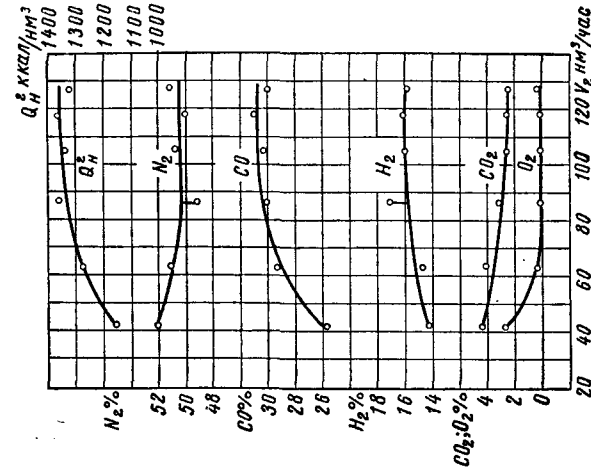
На фиг. 63 приведены результаты испытания двигателя Г-58 на газе из Снежинского антрацита комбината «Сталинуголь» ($A^c = 2,3\%$, $W^p = 4,3\%$).



Фиг. 62. Результаты испытания двигателя Г-58 при работе на газе из древесного угля. Обозначения те же, что и на фиг. 61.



Фиг. 63. Результаты испытания двигателя при работе на газе из антрацита. Обозначения те же, что и на фиг. 61.



Фиг. 64. Состав газа из полукокса в зависимости от расхода газа.

Максимальная приведенная мощность N_e составила 54,8 л. с., средняя 53,5 л. с. Расход антрацита был равен 21 кг/час, расход воды 12,4 кг/час или 59% от расхода топлива. Разрежение (среднее) после газогенератора $h_z = 146$ мм вод. ст., после очистителей $h_{cm} = 890$ мм вод. ст. Коэффициент устойчивости $\xi = 1,3\%$.

При испытании двигателя Г-58 на газе из антрацита с размером кусков 13—25 мм и зольностью сухого топлива $A^c = 7,5\%$ мощность двигателя составила в среднем 51 л. с. Расход воды для газификации был равен 11 кг/час.

На фиг. 64 показано изменение состава газа из полукокса в зависимости от расхода газа в газогенераторе прямого процесса газификации.

Дальнейшей перспективой развития конструкций газогенераторов для тощих топлив является расширение возможности использования зольных топлив путем применения механического золоудаления, совершенствование паро-водяной системы для получения пара, а также облегчение загрузки топлива в бункер.

Повышение напряжений поперечного сечения шахты газогенератора позволяет уменьшить вес газогенератора и улучшить гибкость процесса.

ОЧИСТКА И ОХЛАЖДЕНИЕ ГАЗА

ОСНОВНЫЕ ТРЕБОВАНИЯ К ОЧИСТКЕ И ОХЛАЖДЕНИЮ ГАЗА

Генераторный газ перед поступлением в двигатель должен быть очищен от угольной пыли и золы и охлажден. Наполнение цилиндров двигателя газом при охлаждении газа увеличивается, так как при этом увеличивается его плотность. Кроме того, при охлаждении влажного газа конденсируется водяной пар, что приводит к повышению теплотворности газа в рабочем состоянии.

Содержание угольной пыли и золы в генераторном газе до его очистки при газификации различных топлив, по опытам НАТИ, следующее (в $г/нм^3$):

Антрацита	1
Торфобрикетов	
ступкинских	6—13
тоотсинских	2—7
форносовских	2—3
Древесных чурок	1—3
Древесного угля	1—4,5

При газификации антрацита и полукокса по прямому процессу с срединным отбором газа количество уносимой пыли из газогенератора уменьшается вследствие фильтрации пыли в активном слое.

В этом случае количество угольной пыли и золы, как видно из приведенных выше данных, не превышает $1 г/нм^3$.

В угольной пыли, вылетающей из газогенератора, содержится большое количество золы, как это видно из следующих данных анализа пыли, задержанной в центробежном очистителе:

Газифицируемое топливо	Содержание золы и пыли в %
Древесные чурки	71,5
Древесный уголь	32,3
Торфобрикеты:	
тоотсинские	74,0
форносовские	74,2
ступкинские	54,6
Антрацит	55,8

Часть золы растворяется в конденсате, скапливающемся в охладителе, а часть остается в пыли, и перед смесителем газа концентрация золы в пыли повышается до 80—90%.

Угольная пыль и зола, остающиеся в газе после очистки и поступающие в двигатель, вызывают износ двигателя.

Установлено, что при содержании пыли в газе $0,08—0,10 г/нм^3$ износ двигателя Г-58 (переделанный для работы на газе двигателя Д-54) сравнительно небольшой (поршневые кольца и гильзы не сменяются в течение 1000 час. работы). При недостаточной очистке газа двигателя быстро выходят из строя.

Кроме золы и угольной пыли, в газе при газификации древесины и торфобрикетов присутствуют в небольших количествах аммиак, уксусная кислота и некоторые другие продукты, вследствие чего происходит коррозия газопроводов, охладителя, фильтра газа и деталей двигателя.

Газификация антрацита сопровождается образованием сероводорода и сернистого газа, вызывающих в слабом водном растворе сильную коррозию стальных деталей.

Очистка газа от серы представляет большие затруднения и в настоящее время эта задача полностью пока еще не разрешена. В связи с этим в транспортных газогенераторах антрацит употребляют с содержанием серы (общей) в сухом топливе не более $1—1,5\%$.

Достижение высокой степени очистки газа (96—98%) возможно только при наличии хорошо действующих агрегатов очистки. Иногда в системе очистки применяют специальные смолоуловители.

СПОСОБЫ ОЧИСТКИ ГАЗА

Существует ряд способов очистки газа, основанных на использовании различных свойств угольной пыли и золы.

Применяемые способы очистки газа зависят от размеров и удельного веса пыли. Пыль и зола с размером частиц более $50 мк$ отделяются от газа в центробежных очистителях.

Крупные кусочки угля размером свыше $2—3 мм$ осаждаются на боковых решетках в газогенераторах и не уносятся с потоком газа.

Пыль с размерами частиц менее $50 мк$ осаждается в фильтрах газа. Часть пыли, смачиваясь, осаждается в охладителе газа.

Грубая очистка газа

Одним из наиболее распространенных способов очистки газа является механическая очистка с осаждением пыли под действием центробежной силы или силы тяжести. Большое распространение получил также инерционный способ очистки.

Центробежный способ очистки газа является наиболее эффективным. При вращении потока газа в цилиндре вокруг центральной вертикальной трубы, расположенной в верхней части цилиндра, частицы пыли и золы вследствие центробежной силы отбрасываются к наружной стенке цилиндра. Ударившись о нее, пылинки

теряют скорость и, скользя под действием силы тяжести вниз, падают в пылеотделитель.

Поток газа, продолжая вращаться, направляется к нижнему открытому концу вертикальной выходной трубы и, поднимаясь по ней вверх, выходит из аппарата.

Эти аппараты называются центробежными очистителями (циклонами)..

При инерционном способе очистки газ и находящиеся в нем угольная пыль и зола, приобретая повышенную скорость при движении через малые отверстия пластин, устанавливаемых поперек потока, делают повороты при выходе из каждой пластины и входе в отверстие следующей пластины, смещенной по отношению к отверстию первой пластины. Пыль и зола отлетают по инерции при повороте и оседают вниз вследствие уменьшения скорости движения потока газа.

Тонкая очистка газа

Более тонкая очистка сухого воздушного газа производится через тканевые фильтры, не пропускающие взвешенных в газе частиц пыли и золы и обеспечивающие очень высокую степень очистки газа. Недостатком этих фильтров является значительное падение давления газа в них при увлажнении ткани.

Тонкая очистка газа в фильтрах с насадкой сочетается с мокрой очисткой газа путем пропускания его через слой жидкости (барботаж) или орошения его жидкостью (скрубберный процесс).

Насадкой фильтра являются:

- 1) пустотелые цилиндрические кольца (металлические или керамические), имеющие одинаковую высоту и диаметр, с толщиной стенок 0,5—2 мм;
- 2) древесная шерсть с поперечным сечением волокна $0,16 \times 1,35$ мм и длиной волокна 300—400 мм;
- 3) древесные кубики размером 15×15 мм;
- 4) кокс.

Характеристика насадок приведена в табл. 34.

При барботаже через небольшой слой воды происходит дробление газа на отдельные струйки, захватывающие капельки воды, оседающие затем в насадке; при этом увеличивается поверхность контакта между газом и водой.

При глубоком барботаже газ поступает в фильтр над слоем воды и проходит в насадку через небольшое отверстие в разделяющей перегородке. Вследствие образующегося большого перепада давления между нижним слоем насадки и пространством над поверхностью воды вода поднимается в нижнюю часть насадки, и газ проходит через больший, чем обычно, слой воды, оставляя в ней часть примесей.

При этом не выделяется только та часть пыли, которая находится внутри газовых пузырей. Эта пыль осаждается выше, в слое насадки.

Механические газопромыватели

В последние годы в тракторных газогенераторных установках применяют механический газопромыватель, который применяли значительно раньше в стационарных установках [1]. В газопромывателе происходит смачивание пыли, движущейся вместе с газом, при вращении газовой смеси в аппарате типа вентилятора.

В центре вращающегося диска в кожух подается вода, которая подхватывается лопастями и билами и разбивается на мелкие частицы. Вместе с водой в центр кожуха подводится также и очищаемый газ.

При сходе с диска газ резко поворачивается под прямым углом и отделяется от воды, которая по инерции летит дальше по периферии и сливается в отстойник.

Известны и другие способы очистки газа, из которых наибольшие перспективы для транспортных газогенераторных установок, вероятно, будет иметь электроочистка.

Фильтрация газа через стеклянную вату, ткани и т. д. обеспечивает высокую степень очистки газа, но имеет ряд недостатков (фильтры не являются самоочищающимися и требуют сравнительно частой замены насадок), вследствие чего этот способ очистки не удовлетворяет требованиям эксплуатации.

Схемы очистки газа

Очистка газа в тракторных газогенераторных установках сочетается с охлаждением газа и обычно бывает трехступенчатой. Первая ступень — грубая очистка газа в центробежном очистителе, вторая — охлаждение и частичная очистка и третья — тонкая очистка газа в фильтре.

Существуют и другие схемы очистки газа. В автомобильных газогенераторных установках наибольшее распространение получила двухступенчатая схема очистки газа. Первая ступень — грубая очистка газа в инерционных очистителях с охлаждением газа до точки росы и вторая ступень — тонкая очистка газа в фильтре.

При употреблении для тонкой очистки газа фильтров со стеклянной ватой, позволяющей очищать газ при температуре 400—500°, применяют следующую схему трехступенчатой очистки газа: первая ступень — центробежный очиститель, вторая — фильтр с стеклянной ватой для тонкой очистки газа и третья — охлаждение газа.

При очистке по этой схеме фильтры можно применять при условии снижения перед второй ступенью содержания пыли в газе до $0,25 \text{ г/м}^3$, что вполне обеспечивают центробежные очистители из ваты. Недостатком такой схемы является забивание стеклянной ваты пылью, которую потом трудно удалить.

РАСЧЕТ АППАРАТОВ СИСТЕМЫ ОЧИСТКИ ГАЗА

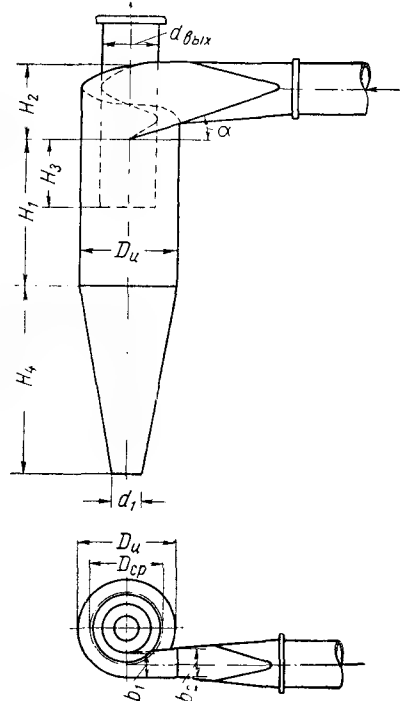
Размеры очистительной аппаратуры зависят от расхода газа, от содержания в газе пыли и влаги, от вязкости газа и температуры окружающей среды, при которой происходит охлаждение газа.

С увеличением расхода газа, содержания пыли и влаги, а также вязкости газа, размеры очистительной аппаратуры увеличиваются.

Ниже приведены расчеты основных аппаратов системы очистки газа.

Расчет центробежных очистителей

Рассмотрим расчет центробежного очистителя НИОГАЗ, применяемого в последних конструкциях тракторных газогенераторных установок.



Фиг. 65. Схема центробежного очистителя с размерами.

Схема центробежного очистителя, с обозначением его размеров, показана на фиг. 65.

При расчете центробежных очистителей делают следующие допущения:

1) частицы пыли имеют форму шара;

2) движение шаров происходит в плоскости;

3) центробежная сила направлена нормально к вертикальной оси центробежного очистителя (в действительности эта сила направлена нормально к наклонной оси спиральной траектории частицы; эта ось перпендикулярна оси входного патрубка центробежного очистителя; обычно входной патрубок наклонен вниз на 15°);

4) пыль отделяется при ударе о стенку центробежного очистителя.

В потоке газа, вращающегося в центробежном очистителе вокруг центральной трубы выхода газа, частицы пыли, перемещаясь к наружной стенке, преодолевают сопротивление газа, определяющееся величиной

$$S = \zeta F \frac{\gamma_1 \omega_0^2}{2g} \text{ кг}, \quad (220)$$

где ζ — коэффициент сопротивления;

F — площадь миделевого сечения, т. е. наибольшая площадь сечения перпендикулярно направлению движения в м^2 ; $F = \frac{\pi d^2}{4}$;

γ_1 — удельный вес газа в кг/м^3 ;

ω_0 — скорость осаждения частицы в м/сек .

Сопротивление газа преодолевается центробежной силой C , развиваемой при вращении частицы,

$$C = \frac{m v^2}{x} \text{ кг}, \quad (221)$$

где m — масса частицы;

v — окружная скорость частицы;

x — расстояние от частицы до центра центробежного очистителя.

Окружная скорость частицы может быть выражена через угловую скорость ω

$$v = \omega x. \quad (222)$$

Масса частицы может быть выражена в следующем виде:

$$m = \frac{\pi d^3}{6} \cdot \frac{\gamma_2}{g}, \quad (223)$$

где d — наибольший диаметр частицы пыли;

γ_2 — удельный вес вещества частицы пыли.

При равномерном движении частицы можно принять, что между центробежной силой и сопротивлением газа движущейся частице на пути от внутреннего цилиндра к наружному устанавливается равновесие, т. е. $S = C$, поэтому

$$\zeta \frac{\pi d^2}{4} \cdot \frac{\gamma_1 \omega_0^2}{2g} = \frac{\pi d^3}{6} \cdot \frac{\gamma_2}{g} \omega^2 x. \quad (224)$$

Так как плотность газа $\rho = \frac{\gamma}{g}$, получаем

$$\zeta \rho_1 \omega_0^2 = \frac{4}{3} d \rho_2 \omega^2 x.$$

Отсюда скорость перемещения (осаждения) частицы к стенке выразится уравнением

$$\omega_0 = \omega \sqrt{\frac{4 d \rho_2 x}{3 \zeta \rho_1}}. \quad (225)$$

Таким образом, скорость перемещения частицы зависит от угловой скорости вращения частицы, ее размеров, от плотности пыли и газа, а также коэффициента сопротивления.

Коэффициент сопротивления зависит от критерия Рейнольдса

$$Re = \frac{\omega_0 d}{\nu}, \quad (226)$$

где ω_0 — скорость движения частицы в м/сек ;

d — наибольший диаметр частицы в м ;

ν — кинематическая вязкость воздуха в $\text{м}^2/\text{сек}$.

Сопротивление газа движущейся в нем частицы изменяется по закону Стокса во всех случаях, когда $Re \leq 1$. В этом диапазоне значений критерия Re коэффициент сопротивления

$$\zeta = \frac{24}{Re}$$

или

$$\zeta = \frac{24 \nu}{\omega_0 d}. \quad (227)$$

Подставляя это значение ζ в формулу (220), получаем

$$S = \frac{24\nu}{w_0 d} \cdot \frac{\pi d^2}{4} \cdot \frac{w_0^2}{2g} \gamma_1 = \frac{3\pi d \gamma_1 \nu w_0}{g}. \quad (228)$$

Из этого уравнения следует, что при значении $Re \leq 1$ сопротивление движению частицы пыли пропорционально ее размерам, скорости движения в первой степени и обтекание пылинки соответствует ламинарному движению.

Приравняв силу S , выраженную уравнением (228), силе C , выраженной уравнением (221), с заменой расстояния x через радиус r цилиндра инерционного очистителя (соответствующий крайнему значению x) и принимая во внимание, что коэффициент динамической вязкости $\mu = \frac{\gamma_1}{g}$, получаем

$$3\pi d \mu w_0 = \frac{mv^2}{r}.$$

Отсюда скорость w_0 осаждения (перемещение частиц к наружной стенке центробежного очистителя) можно выразить следующим образом:

$$w_0 = \frac{mv^2}{r 3\pi d \mu}. \quad (229)$$

Из этого уравнения видно, что скорость перемещения частиц пыли в центробежном очистителе повышается с увеличением скорости вращения, уменьшением радиуса цилиндра центробежного очистителя, увеличением размера частиц пыли и вязкости газа.

При значениях Re в пределах 1—1000 коэффициент сопротивления выражается уравнением

$$\zeta = \frac{24}{Re} + \frac{4}{3 \sqrt{Re}}. \quad (230)$$

В этом случае сила сопротивления

$$S = 3\pi \nu w_0 d \frac{\gamma_1}{g} + \frac{4\nu^{\frac{1}{3}}}{(w_0 d)^{\frac{1}{3}}} \cdot \frac{\pi d^2}{4} \cdot \frac{w_0^2}{2} \cdot \frac{\gamma_1}{g}$$

или

$$S = 3\pi \nu w_0 d \rho_1 + \frac{1}{2} \pi d^{\frac{5}{3}} w_0^{\frac{5}{3}} \nu^{\frac{1}{3}} \rho_1. \quad (231)$$

Из этой формулы следует, что с увеличением значения Re , т. е. с увеличением скорости движения газа, сопротивление газовой среды (сила S) зависит от величины $w_0^{\frac{5}{3}}$, а следовательно приближается к квадратичной зависимости.

При значении Re в пределах 1000—250 000 сила сопротивления S имеет квадратичную зависимость от скорости, что соответствует турбулентному движению.

Движение пылинки в центробежном очистителе в пространстве между внутренним и наружным цилиндрами происходит при малых значениях Re . Не зная, однако, размеров центробежного очистителя, нельзя определить критерий Re . Поэтому при расчете центробежного очистителя принимают значение Re , а затем рассчитывают центробежный очиститель и проверяют значение Re .

Заменяя в уравнении (224) значение ζ по уравнению (227), получаем

$$\frac{24\nu}{w_0 d} \cdot \frac{\gamma_1}{g} w_0^2 = \frac{4}{3} d \frac{\gamma_2}{g} \omega^2 x \quad (232)$$

или

$$\frac{24\nu}{d} \rho_1 w_0 = \frac{4}{3} d \rho_2 \omega^2 x. \quad (233)$$

Скорость осаждения w_0 может быть выражена, как производная пути x по времени τ :

$$w_0 = \frac{dx}{d\tau}.$$

Заменяя значение w_0 в уравнении (232) и производя преобразование, получаем

$$w_0 = \frac{dx}{d\tau} = \frac{d^2 \gamma_2 \omega^2 x}{18 \nu \gamma_1}.$$

Из этого уравнения следует, что

$$d\tau = \frac{18 \nu \gamma_1 dx}{d^2 \omega^2 \gamma_2 x}. \quad (234)$$

Наибольшее время перемещения частицы будет в том случае, когда частицы перемещаются от внутреннего цилиндра радиусом R_1 к наружному цилиндру радиусом R_2 .

Интегрируя в этих пределах, получаем

$$\tau = \frac{18 \nu \gamma_1}{d^2 \omega^2 \gamma_2} \int_{R_1}^{R_2} \frac{dx}{x} = \frac{18 \nu \gamma_1}{d^2 \omega^2 \gamma_2} \ln \frac{R_2}{R_1}. \quad (235)$$

Определив τ , можно перейти к определению размеров центробежного очистителя.

При заданном расходе газа V_z определяем рабочий объем V_u центробежного очистителя и высоту его цилиндрической части H_u :

$$V_u = V_z \tau \quad (236)$$

и

$$H_u = \frac{V_u}{\pi (R_2^2 - R_1^2)} \quad (237)$$

где R_1 — радиус выходной трубы центробежного очистителя;
 R_2 — наружный радиус центробежного очистителя.

Высота рабочей части центробежного очистителя связана с длиной пути, проходимого газом.

Если высоту h входного патрубка приравнять высоте витка и обозначить через n число оборотов газового потока вокруг центральной трубы, то $H = nh$.

Высота H_u , определенная из уравнения (237), должна удовлетворять и этому уравнению.

Величину R_1 выбирают по заданной производительности центробежного очистителя и скорости выхода газа в час.

Скорость потока газа в выходной трубе принимают равной приблизительно 6 м/сек.

Радиус выходной трубы определяют по формуле

$$R_1 = 9,4 \sqrt{\frac{V'_{g,z}}{w}} \text{ мм}, \quad (238)$$

где $V'_{g,z}$ — расход влажного газа при скорости w в м³/час;
 w — скорость газа в выходной трубе в м/сек.

Объем газа $V'_{g,z}$ соответствует действительным условиям состояния влажного газа при выходе из центробежного очистителя, и определяют его по следующей формуле:

$$V'_{g,z} = V_{g,z} \frac{(273 + t)}{273} \cdot \frac{(p_0 - h_u)}{p_0}, \quad (239)$$

где $V_{g,z}$ — расход влажного газа при нормальных условиях;

t — температура газа при выходе из центробежного очистителя в °C;

h_u — разрежение газа после центробежного очистителя в мм вод. ст.;

p_0 — давление окружающей среды в мм вод. ст.

Наружный радиус R_2 центробежного очистителя определяют по скорости газового потока во входном патрубке. Скорость потока при входе принимают равной 18—20 м/сек.

Сначала определяют сечение f входного патрубка по формуле

$$f = \frac{278 V''_{g,z}}{w} \text{ мм}^2, \quad (240)$$

где 278 — переводной коэффициент размерности, равный $\frac{10^6}{3,6 \cdot 10^3}$;

$V''_{g,z}$ — действительный расход газа при входе в центробежный очиститель в м³/час;

w — скорость газа в м/сек.

Сечение патрубка принимают прямоугольным. Соотношение между высотой a и шириной b патрубка принимают в пределах 2—3,5.

Радиус R_2 определяют по формуле

$$R_2 = R_1 + b. \quad (241)$$

Величину R_2 проверяют по величине частиц, осаждаемых в центробежном очистителе, и заданному коэффициенту очистки (или к. п. д. центробежного очистителя η_u)

$$\eta_u = \frac{c_n - c_k}{c_n} 100 \%, \quad (242)$$

где c_n и c_k — содержание пыли в 1 м³ газа соответственно при входе в центробежный очиститель и при выходе из него в z .

Максимального значения к. п. д. центробежного очистителя достигает при $c_k = 0$. Практически $\eta_u = 85 \div 90\%$ при одном центробежном очистителе и $\eta_u = 94\%$ при двух последовательно соединенных очистителях.

Величину осаждаемых частиц можно определить, установив длину пути, которую пройдет частица в очистителе при вращении за время τ .

Длина пути газового потока за время τ будет равна $v\tau$.

Средний радиус центробежного очистителя

$$R_0 = \frac{R_1 + R_2}{2}. \quad (243)$$

При числе n оборотов газового потока в очистителе пройденный путь за время τ равен $2\pi R_0 n$, т. е.

$$2\pi R_0 n = v\tau,$$

отсюда

$$\tau = \frac{2\pi R_0 n}{v} = \frac{2\pi n}{\omega}.$$

Подставляя это выражение в уравнение (235), получаем

$$\frac{2\pi n}{\omega} = \frac{18v}{d^2 \omega^2} \cdot \frac{\gamma_1}{\gamma_2} \ln \frac{R_2}{R_1}.$$

Из этого уравнения

$$d = 3 \sqrt{\frac{v}{\pi n \omega} \cdot \frac{\gamma_1}{\gamma_2} \ln \frac{R_2}{R_1}}. \quad (244)$$

Размер минимально осаждаемых частиц зависит от целого ряда величин. При радиусе $R_1 = \text{const}$ с уменьшением радиуса R_2 размеры осаждаемых частиц уменьшаются, т. е. в центробежном очистителе будет улавливаться более мелкая пыль. Частицы минимальных размеров будут осаждаться у наружной стенки, так как при $R_1 = R_2$ диаметр $d = 0$. С увеличением угловой скорости ω вращения, величина d уменьшается, т. е. осаждается более мелкая пыль.

Зависимость диаметра d от кинематической вязкости ν показывает влияние состава газа и температуры на размер осаждаемых частиц. Повышение температуры приводит к увеличению d . С увеличением удельного веса γ_2 частиц пыли размер осаждаемых

частиц уменьшается. Тяжелая пыль осаждается легче. Кинематическая вязкость

$$\nu = \frac{\mu g}{\gamma},$$

где μ — динамическая вязкость газа;
 g — ускорение силы тяжести;
 γ — удельный вес газа.

Динамическая вязкость газа повышается с температурой в соответствии с уравнением

$$\mu_t = \mu_0 \frac{273 + C}{T + C} \left(\frac{T}{273} \right)^{\frac{3}{2}}. \quad (245)$$

Значения константы C и динамической вязкости μ_0 приведены в табл. 32.

Таблица 32

Значение константы C и динамической вязкости μ_0 газов

Газ	Константа C	Вязкость $\mu_0 \cdot 10^6$ при 0°C в $\text{кг} \cdot \text{сек} / \text{м}^2$
Азот	102	1,70
Аммиак	626	0,94
Водород	83	0,89
Водяной пар	961	—
Воздух	122	1,77
Двуокись углерода	233	1,44
Кислород	110	1,94
Метан	198	1,05
Окись углерода	101	1,76
Сернистый ангидрид	396	1,20

Вязкость газовых смесей можно вычислять по формуле

$$\frac{1}{\nu} = \frac{x_1}{\nu_1} + \frac{x_2}{\nu_2} + \frac{x_3}{\nu_3} + \dots, \quad (246)$$

где ν_1, ν_2, ν_3 — кинематическая вязкость компонентов газовой смеси;
 x_1, x_2, x_3 — молярные или объемные доли компонентов в газовой смеси.

Приведенный расчет центробежного очистителя является в значительной степени ориентировочным.

Многие авторы (проф. П. Н. Каменев [27], А. Г. Касаткин [16] и др.) указывают, что выходная труба должна быть опущена до начала конической части очистителя. В последних конструкциях центробежных очистителей НИОГАЗ, имеющих весьма высокий коэффициент очистки, выходная труба опущена только на 60% высоты цилиндра.

Опыты, проведенные в НАТИ, показали, что положение трубы существенно не влияет ни на изменение степени очистки газа, ни на сопротивление центробежного очистителя. Большое значение имеет угол раскрытия конуса очистителя, соединенного с цилиндром. Лучшие результаты по очистке достигаются при угле, равном 20° .

Пылесборник очистителя помещен значительно ниже его цилиндрической части, которая заканчивается конусом с отверстием для сыпания пыли.

Ниже приведен насыпной вес пыли, задержанной в центробежном очистителе, в зависимости от вида топлива, из которого получен газ.

Топливо, из которого получен газ	Насыпной вес пыли в $\text{г} / \text{л}$
Древесные чурки	200
Торфобрикет ступкинский	400
Антрацит	600
Древесный уголь	340

Следует отметить, что исследования, проведенные в НАТИ, показывают, что лучшая эффективность очистки газа от пыли достигается в так называемых конусных центробежных очистителях, т. е. в очистителях с малой цилиндрической частью, составляющей не более $0,57 D_u$. Труба выхода газа в этом очистителе имела диаметр $d_{\text{вых}} = 0,5 D_u$.

При последовательном соединении очистителей типа НИОГАЗ-НАТИ с конусным очистителем был получен коэффициент очистки газа, равный 97%.

Расчет камер для осаждения пыли

Гравитационный метод очистки газа, основанный на осаждении пыли под действием силы тяжести в потоке газа, движущемся с незначительной скоростью, не применяют в настоящее время в транспортных газогенераторных установках. Тем не менее необходимо знать законы, управляющие движением падающих частиц, чтобы пользоваться этими законами при выборе скорости газа, движущегося вокруг камеры газификации и бункера газогенератора.

Скорость падения тел в безвоздушной среде

$$\omega = g\tau \text{ м/сек},$$

где τ — время падения в сек;

g — ускорение силы тяжести в м/сек^2 .

По этой формуле можно определить скорость падения крупных частиц, так как сопротивление воздушной среды для них составляет 0,05—0,1%.

При падении частиц размером более 100 мк заметно сопротивление среды.

В том случае, когда силы тяжести и сопротивления среды уравновешиваются, частица пыли начинает падать равномерно. Скорость

равномерного падения частиц пыли в данном случае также называется скоростью осаждения и обозначается через w_0 .

Как уже указывалось, сопротивление среды зависит от физических свойств. К этим свойствам относится удельный вес γ_2 и вязкость μ . Сопротивление зависит также от формы и размера частиц, их скорости и удельного веса γ_1 вещества частиц.

Силу сопротивления среды определяют по уравнению (220).

Сила тяжести G , действующая на частицу пыли, за исключением подъемной силы для шарообразных частиц,

$$G = \frac{\pi d^3}{6} (\gamma_1 - \gamma_2) \kappa g, \quad (247)$$

где d — диаметр частицы в m ;

γ_1 — удельный вес частицы в $\kappa g/m^3$;

γ_2 — удельный вес окружающей среды.

При равновесии силы тяжести и сопротивления среды соблюдается равенство

$$S = C$$

или

$$\zeta \frac{\pi d^2}{4} \gamma_2 \frac{w_0^2}{2g} = \frac{\pi d^3}{6} (\gamma_1 - \gamma_2),$$

откуда скорость осаждения

$$w_0 = \sqrt{\frac{4g d (\gamma_1 - \gamma_2)}{3\gamma_2 \zeta}}. \quad (248)$$

Подставляя в это уравнение значение ζ по уравнению (227) при $Re \leq 1$ и заменяя в нем $v = \mu \frac{g}{\gamma}$, получим

$$w_0 = \frac{d^2 (\gamma_1 - \gamma_2)}{18\mu}. \quad (249)$$

Это уравнение называется уравнением Стокса. Оно применимо при значении $Re \leq 1$.

Из уравнения (249) следует, что скорость осаждения пропорциональна разности удельных весов пыли и среды, квадрату диаметра частиц и обратно пропорциональна вязкости среды.

Можно определить скорость осаждения и при других значениях Re .

В пределах $Re = 1 \div 500$ коэффициент $\zeta = \frac{18,5}{Re^{0,6}}$ [16].

Подставляя это значение ζ в формулу (248), получаем

$$w_0 = \frac{0,38 d^{1,1} (\gamma_1 - \gamma_2)^{0,715}}{\mu^{0,4} \rho^{0,286}}. \quad (250)$$

Для значений $Re = 500 \div 150\,000$ коэффициент $\zeta = 0,44$ и скорость

$$w_0 = 1,74 \sqrt{\frac{g d (\gamma_1 - \gamma_2)}{\gamma_2}}. \quad (251)$$

Предельный размер частиц пыли, для которых действителен закон Стокса, определяют по формуле

$$d_{np} = \sqrt{\frac{18\mu'g}{(\gamma_1 - \gamma_2)\gamma_2}}. \quad (252)$$

Следует указать, что скорость осаждения в значительной степени зависит от формы частиц.

В гидродинамике наряду с коэффициентом ζ для характеристики сопротивления частицы пользуются критерием сопротивления ψ , связанным с ζ уравнением

$$\zeta = 2,55\psi. \quad (253)$$

Для частиц с неровной поверхностью критерий сопротивления ψ в 2,4 раза больше, чем для шарообразных частиц; для пластинчатых и продольных частиц ψ в 3 раза больше, чем для шара. Для смеси частиц можно считать, что $\psi_{см} = 2,9$.

Для того чтобы поток газа вновь не подхватил осажженных частиц пыли, сила от давления p газа, действующего на частицу пыли, не должна превышать веса частицы, т. е.

$$p \frac{\pi d^2}{4} \leq G,$$

или

$$\zeta \frac{\pi d^2}{4} \cdot \gamma_2 \frac{w_0^2}{2g} \leq \frac{\pi d^3}{6} \gamma_1. \quad (254)$$

Из этого равенства можно определить максимально допустимую скорость газового потока

$$w \leq \sqrt{\frac{8gd\gamma_1}{6\zeta\gamma_2}}. \quad (255)$$

Подставляя сюда $\zeta = f(Re)$, можно найти скорость для любых гидродинамических условий.

Теоретически производительность отстойных аппаратов не зависит от высоты и объема аппарата, а зависит только от площади F_0 сечения в горизонтальной плоскости и скорости осаждения w_0 .

Расход газа, проходящего через отстойник,

$$V = fw \text{ м}^3/\text{сек}, \quad (256)$$

где f — площадь вертикального сечения отстойника (при ширине b и высоте H $f = bH$);

w — скорость газа вдоль аппарата.

Скорость газа вдоль аппарата

$$w = \frac{l}{\tau},$$

где l — длина аппарата;

τ — время, необходимое для осаждения частиц, в сек.

Подставляя в уравнение (256) значения ω и f из указанных выражений, получим

$$V = bH \frac{l}{\tau},$$

но

$$\tau = \frac{H}{\omega_0},$$

следовательно,

$$V = bl\omega_0.$$

Площадь горизонтального сечения

$$F_0 = bl;$$

тогда

$$V = F_0 \omega_0.$$

Степень очистки газа в осадительных камерах, применяемых для осаждения крупной пыли, не превышает 40—70%.

Расчет фильтров

Выше были перечислены типы фильтров, применяемых для тонкой очистки газа.

Тонкая очистка сухого газа (с содержанием влаги 60 г/м^3) с содержанием пыли до $0,08—0,10 \text{ г/м}^3$ представляет значительные трудности в тракторных установках, особенно при газификации древесного угля в газогенераторе с воздушным дутьем. Для очистки газа из древесного угля в автомобильных газогенераторных установках применяли сухие матерчатые фильтры.

Высокая степень очистки газа, достигаемая в сухих матерчатых фильтрах (96—98%), не могла быть получена ни в одном из фильтров других типов, кроме электрофильтра.

Крупным недостатком матерчатого фильтра являлось значительное сопротивление для прохода газа через ткань в случае ее намокания. Эти фильтры работали при температуре $60—80^\circ$. Для подогрева газа к фильтру подводили по специальному газопроводу горячий газ.

Матерчатые фильтры нельзя применять для очистки газа из древесины с высоким содержанием влаги, вследствие намокания ткани. Тонкая очистка такого газа осуществляется в фильтрах с насадками из металлических колец, древесной стружки и других материалов с развитой поверхностью.

Для тонкой очистки сухого газа в последнее время применяют также фильтры с металлическими кольцами при барботаже газа через масло и смачивании при этом маслом поверхности колец.

Сухие металлические кольца без смачивания жидкостью не отделяют от газа пыль размером менее 50 мк .

Фильтр с насыпной набивкой (кольца и др.) представляет собой резервуар с расположенной в нижней части решеткой, на которую

насыпаны металлические тонкостенные кольца. Через эти кольца газ по многочисленным извилистым каналам поднимается снизу вверх.

Под решеткой налита вода, пополняющаяся конденсатом, выделяющимся при охлаждении из влажного насыщенного газа, проходящего через фильтр.

Расчет такого фильтра сводится к определению площади поперечного сечения фильтра и высоты слоя насадки.

Площадь поперечного сечения фильтра выбирают в зависимости от расхода газа и допустимой его условной скорости ω_1 , отнесенной к свободному от насадки поперечному сечению F_1 фильтра по формуле

$$\omega_1 = \frac{V_2}{3600 F_1} \cdot \quad (257)$$

В выполненных конструкциях тракторных фильтров величина ω_1 находится в пределах $0,16—0,38 \text{ м/сек}$.

Выбор высоты слоя насадки связан с достижением определенной степени чистоты газа и максимально допустимого содержания пыли в газе.

Как показывают исследования НАТИ по очистке влажного насыщенного газа из древесины в фильтрах с металлическими кольцами, содержание пыли в очищенном газе зависит, кроме высоты слоя, от начального содержания пыли в газе и количества влаги, выделившейся при охлаждении газа в фильтре с поверхности насадки.

Поступающий в очиститель древесный газ находится в состоянии 100%-ного насыщения и дальнейшее охлаждение его в фильтре влечет за собой выпадение влаги, смачивающей металлические кольца, на которых оседает пыль.

По исследованиям НАМИ при очистке древесного газа в фильтре с насадкой из металлических колец, установлена зависимость распределения задержанной пыли по высоте слоя от начального содержания пыли в газе и условий конденсации паров воды.

Эмпирическая зависимость распределения пыли по высоте выражается следующим уравнением:

$$y = y_0 e^{-k} \quad (258)$$

где y_0 — содержание пыли в газе при входе в насадку в г/м^3 ;
 y — содержание пыли в газе при выходе из насадки в г/м^3 ;
 e — основание натуральных логарифмов;
 k — коэффициент, определяемый опытным путем (зависит от условий конденсации паров воды, веса пылинок, вязкости газа и т. д.);

n — число рядов колец.

Значение n определяют по формуле

$$n = \frac{H}{m},$$

где H — высота насадки;

m — шаг насадки.

Для насадки из металлических колец шаг m равен высоте кольца. Для волокнистых материалов формула для определения m выведена М. С. Корневым (НАМИ) графо-аналитическим путем и выражается в следующем виде:

$$m = 519,03d \sqrt{\frac{\gamma_n}{D\rho}}, \quad (259)$$

где d — средний диаметр волокна насадки в мм;

D — диаметр очистителя в мм;

γ_n — удельный вес насадки в г/см³;

ρ — плотность насадки в г/л.

Количество пыли, задержанное в данном участке насадки,

$$\Delta y = y_0 - y. \quad (260)$$

Заменяя в этом уравнении y по уравнению (258), получаем

$$\Delta y = y_0 (1 - e^{-kn}). \quad (261)$$

Коэффициент очистки газа на данном участке насадки

$$\eta = \frac{\Delta y}{y_0} 100 \%. \quad (262)$$

Пользуясь уравнениями (261) и (262), можно определить кривую осаждения пыли и коэффициент очистки газа по высоте насадки и выбрать высоту ее слоя.

Значение величин k и m для насадок разных видов приведены в табл. 33.

Таблица 33

Значение величин k и m для насадок разных видов

Насадка	Размер насадки в мм	Коэффициент k	Шаг m	Конденсация паров воды в г/м ³
Кольца металлические . . .	15×15	0,0600	15,000	22
Древесная шерсть	Волокно 0,16×1,35	0,0166	2,014	20

Пользуясь значениями k и m , а также выбранным значением высоты H насадки, определяют величину n , а затем коэффициент η_0 очистки и величину y — содержание пыли в газе.

На фиг. 66 изображены кривые, характеризующие очистку газа по высоте насадки при фильтрации газа через древесную стружку. Кроме экспериментальных точек, на фиг. 66 нанесены и расчетные точки по эмпирическому уравнению $\Delta y = y_0 (1 - e^{-0,0166n})$.

На фиг. 67 показано изменение коэффициента очистки газа при фильтрации через древесную стружку и металлические кольца.

Насадки фильтров, изготавливаемые из различных материалов и различной формы, характеризуются удельной поверхностью s и поверхностью F_0 контакта фаз, зависящей от высоты H_n и объема $V_{нас}$ насадки.

Объем насадки в фильтре

$$V_{нас} = f H_n m^3, \quad (263)$$

где f — площадь поперечного сечения фильтра;

H_n — высота насадки.

Отсюда высота насадки

$$H_n = \frac{V_{нас}}{f} \text{ м.}$$

Если удельная поверхность насадки s м²/м³, то поверхность контакта фаз (газовой и твердой, смоченной поверхности)

$$F_0 = s V_{нас} \text{ м}^2,$$

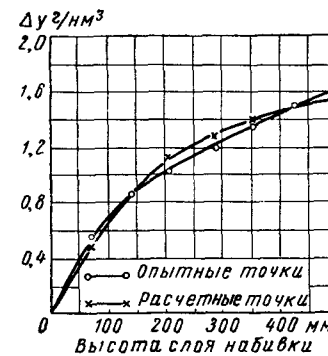
следовательно,

$$H_n = \frac{F_0}{sf}. \quad (264)$$

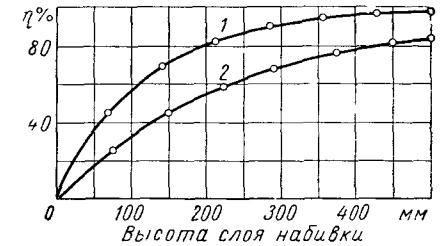
Высота насадки зависит от поверхности контакта фаз, удельной поверхности насадки и площади сечения фильтра.

Очевидно, что чем больше удельная поверхность насадки и площадь сечения фильтра, тем меньше при постоянной поверхности контакта фаз высота насадки.

Если w_c — условная скорость газа, т. е. скорость, отнесенная



Фиг. 66. Количество механических примесей Δy , задержанных древесной стружкой из газа в зависимости от высоты слоя набивки h .



Фиг. 67. Коэффициент η очистки газа при фильтрации в зависимости от высоты слоя h древесных стружек и слоя металлических колец:

1 — древесные стружки; 2 — металлические кольца.

ко всему сечению фильтра, а f_c — свободное сечение насадки, представляющее собой часть общего сечения фильтра, заполненного насадкой, то средняя действительная скорость газа

$$w = \frac{w_c}{f_c}. \quad (265)$$

Как указывает А. Г. Касаткин [16], среднее свободное сечение насадки f_c принимают численно равным свободному объему V_c насадки, представляющему собой объем пустого пространства между элементами в насадке в м³/м³ полного объема, занимаемого насадкой.

Эквивалентный диаметр насадки

$$d_{э\kappa\theta} = \frac{4V_c}{S} \text{ м.} \quad (266)$$

В табл. 34 приведена характеристика наиболее распространенных насадок, употребляемых в фильтрах газа.

Потери напора для движения газа в насадках определяют по формуле

$$\Delta p = \lambda \frac{H \gamma_z w^2}{d_{э\kappa\theta}^2 g} \text{ кг/м}^2, \quad (267)$$

где H — высота насадки;

w — средняя действительная скорость газа в м/сек;

$d_{э\kappa\theta}$ — эквивалентный диаметр насадки в м;

λ — коэффициент трения;

γ_z — удельный вес газа в кг/м³.

Величины w и $d_{э\kappa\theta}$ были определены выше. Коэффициент трения λ зависит от характера движения газа в фильтре.

Проф. Н. М. Жаворонковым и М. Э. Аэровым были определены коэффициенты трения λ для сухой кольцевой и кусковой беспорядочно лежащей насадки.

При ламинарном движении газа (критерий $Re < 40$)

$$\lambda = \frac{140}{Re}. \quad (268)$$

При турбулентном движении (критерий $Re > 40$)

$$\lambda = \frac{16}{Re^{0,2}}. \quad (269)$$

Таблица 34

Характеристика насадок для фильтрации газа

Насадка	Размеры насадки в мм	Вес 1 м ³ насадки в кг	Свободный объем V_c в м ³ /м ³	Удельная поверхность насадки S в м ² /м ³	Эквивалентный диаметр $d_{э\kappa\theta} = \frac{4V_c}{S}$
Кольца металлические	15 × 15 × 0,5	660	0,92	350	0,01052
То же	10 × 10 × 0,5	960	0,88	500	0,00704
Кольца керамические	8 × 8 × 0,3	750	0,9	630	0,00571
Древесная стружка	15 × 15 × 2	690	0,70	330	0,00848
То же	0,16 × 1,35 сечение стружки	105	0,86	1865	0,00184
То же	0,16 × 1,35 сечение стружки	84	0,888	1490	0,00238
Кокс	25 (наибольший размер куска)	600	0,53	120	0,01770

При очистке древесноугольного, торфяного, антрацитового газа концентрация паров воды невелика и составляет 40—70 г/м³. Орошение насадок при этом небольшое, и сопротивлением стекающей пленки воды движению газа можно пренебречь.

При специальном, а не конденсационном орошении насадки, стекающая пленка воды уменьшает свободный объем насадки, что ведет к повышению гидравлического сопротивления для прохода газа.

В тракторных газогенераторных установках специальное орошение насадки не нашло применения.

Гидравлическое сопротивление фильтров, имеющих барботажные устройства, с погруженным постоянно в воду входным патрубком газа на глубину $h_0 = 20 \div 40$ мм, увеличивается на эту величину независимо от расхода газа и повышается по мере накопления воды в нижней части фильтра до слива.

В фильтре с глубоким барботажем дополнительное гидравлическое сопротивление вызывается пропусканием газа через суженные отверстия в специальном днище под опорной решеткой для насадки и проходом через воду, уровень которой поднят до нижних слоев насадки.

Эти дополнительные гидравлические сопротивления изменяются пропорционально квадрату расхода газа

$$h_0 = bV_z^2, \quad (270)$$

где b — эмпирический коэффициент.

ОХЛАЖДЕНИЕ ГАЗА

Генераторный газ при выходе из газогенератора обратного процесса газификации с обогревом газом бункера имеет температуру 350—400°, а из газогенератора прямого процесса газификации 500—600°. В первом случае в газе содержатся водяные пары в количестве 180—200 г/м³, а во втором случае ~ 40—70 г/м³.

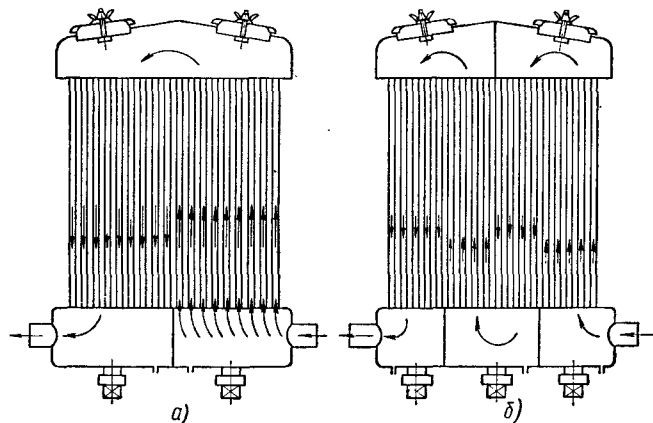
Для повышения теплотворности газ необходимо охладить и осушить. Осушение газа происходит при охлаждении его ниже точки росы t_p , когда происходит конденсация пара и выделение влаги.

В тракторных газогенераторных установках осуществляется воздушное принудительное охлаждение газа при перекрестном токе газа и воздуха через трубчатый охладитель, устанавливаемый перед водяным радиатором двигателя. Для лучшего охлаждения газа применяют плоские прямоугольные трубы, между которыми перпендикулярно направлению потока газа проходит воздух, поступающий для охлаждения воды в радиаторе. Количество воздуха, проходящего в межтрубном пространстве охладителя газа, составляет 5000—7000 м³/час.

Газ обычно охлаждают до температуры на 10—15° выше температуры окружающего воздуха.

Охладители бывают двух- и четырехходовые (фиг. 68). В первом случае газ входит снизу в первую половину охладителя, поднимается вверх и спускается вниз по другой половине. Вход и выход газа делают по конструктивным соображениям (удобство монтажа газопроводов от центробежного очистителя к охладителю и от охладителя к фильтру на тракторе) в нижнем баке охладителя.

В четырехходовом охладителе газ дважды поднимается вверх и опускается вниз. При одинаковой общей поверхности охладителя скорость движения газа в этом случае увеличивается вдвое. Охла-



Фиг. 68. Схемы охладителей газа:

а — двухходовой охладитель; б — четырехходовой охладитель.

дители такого типа применяют при сравнительно хорошей предварительной очистке газа в центробежном очистителе от крупной пыли.

При охлаждении газа ниже точки росы в охладителе происходит одновременно и конденсация водяного пара, содержащегося в газе.

Общее количество тепла, отдаваемое газом воздуху при охлаждении, определяют из уравнения:

$$Q = \int_0^F k \Delta t_1 dF = k \Delta t F \text{ ккал/час}, \quad (271)$$

где k — коэффициент теплопередачи;

Δt_1 — средняя разность температур газа и охлаждающего воздуха в пределах элементарной площадки;

Δt — то же для всей поверхности охладителя;

dF — элементарная площадка поверхности охлаждения;

F — общая поверхность охладителя.

Охлаждение протекает в две стадии: первая стадия — охлаждение газа до температуры точки росы, вторая стадия — охлаждение ниже точки росы с конденсацией водяного пара.

Этим двум стадиям соответствуют различные температурные напоры и коэффициенты теплопередачи, и поэтому определение необходимой поверхности производится отдельно.

Определение коэффициентов теплопередачи при охлаждении газа, происходящем при переходном режиме и значениях $Re = 4000 \div 5500$, затруднено отсутствием опытных данных. Особенно трудным является определение коэффициентов теплоотдачи паро-газовой смеси.

Достаточно точных данных о расходе воздуха, проходящего через охладитель, нет, и поэтому нельзя сделать тепловой расчет. Вследствие этого расчет охладителя рекомендуется производить по эмпирическим данным. Для охлаждения 1 м^3 газа до температуры на $10-15^\circ$ выше температуры окружающей среды требуется поверхность охлаждения площадью $0,05-0,06 \text{ м}^2$. Скорость газа в трубке охладителя должна находиться в пределах $2-2,5 \text{ м/сек}$. При определении скорости расход газа берут при полной нагрузке газогенератора при нормальных условиях. Ширину прямоугольных трубок делают не менее $13-16 \text{ мм}$.

Наибольшее распространение в последние годы приобретают четырехходовые охладители, как обеспечивающие лучшую теплопередачу от газа к стенкам трубок охладителя.

КОНСТРУКЦИИ АППАРАТОВ ДЛЯ ОЧИСТКИ И ОХЛАЖДЕНИЯ ГАЗА

Центробежные очистители

Конструкции центробежных очистителей весьма разнообразны. Ниже описаны центробежные очистители двух типов: один из очистителей применяют на газогенераторных тракторах ЧТЗ СГ-65 и ХТЗ-Т2Г, а второй — на новых газогенераторных тракторах ГБ-58.

Схема центробежного очистителя трактора ЧТЗ СГ-65 показана на фиг. 69.

Газ входит в очиститель через патрубок 1 и, вращаясь вокруг выходного патрубка 2, опускается вниз. При этом из газа под действием центробежных сил отбрасывается к стенкам корпуса 3 содержащаяся в нем пыль. Скользя по конусу 4, пыль опускается в пылесборник 6. В нижней части конуса 4 вварены перегородки 5, гасящие вращение газа и предупреждающие тем самым унос пыли из пылесборника. Поток газа, направляющийся к выходной трубе, резко поворачивается на угол $70-80^\circ$ и проходит затем через горловину 8 и отбойные лопатки 9, вследствие чего из него отделяется еще часть пыли. В выходной патрубок вварены лопатки 10, которые затормаживают вращательное движение газа.

Пыль из очистителя удаляют через горловину, закрываемую пробкой 7.

Этот центробежный очиститель установлен на тракторе ЧТЗ СГ-65,

на котором расход газа составлял $126 \text{ м}^3/\text{час}$. Скорость газа во входном сечении очистителя была $26,6 \text{ м/сек}$ (по расходу газа при нормальных условиях), скорость газа в выходном патрубке была равна $4,3 \text{ м/сек}$.

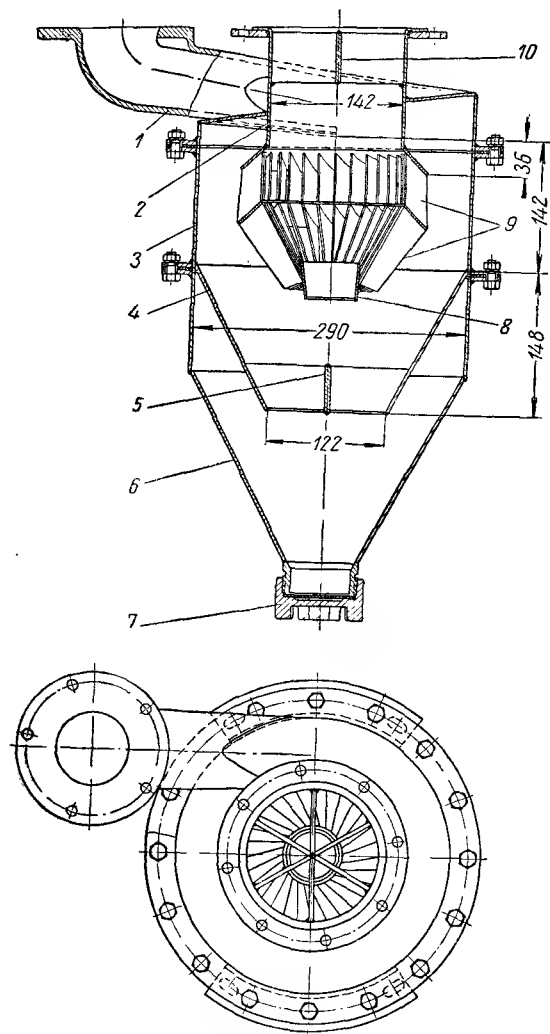
Коэффициент очистки центробежного очистителя составляет по данным исследований НАТИ 63—65%.

Фракционный состав пыли, задержанной в центробежном очистителе трактора ЧТЗ СГ-65 и в объемном очистителе НАТИ, изображен на фиг. 70. Как видно, в центробежном очистителе задерживается мелкой и крупной пыли больше, чем в объемном очистителе.

На тракторе ЧТЗ СГ-65 установлено два центробежных очистителя, соединенных последовательно. В сумме коэффициент очистки двух очистителей составляет 67%. Недостатками конструкции очистителей трактора ЧТЗ СГ-65 являлись низкий коэффициент очистки и сложность изготовления жалюзийного пылеотбойного аппарата.

Аналогичного типа, но меньших размеров, установлен центробежный очиститель на газогенераторном тракторе ХТЗ-Т2Г (фиг. 71).

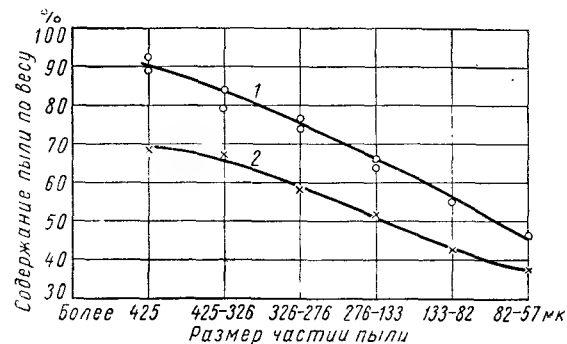
На фиг. 72 показано изменение коэффициента очистки газа и содержания пыли в нем после двух центробежных очистителей трактора ХТЗ-Т2Г в зависимости от продолжительности работы без очистки зольника газогенератора и центробежного очистителя при расходе газа $86 \text{ м}^3/\text{час}$ (по опытам НАТИ). Из кривой следует, что вначале



Фиг. 69. Центробежный очиститель трактора ЧТЗ СГ-65:

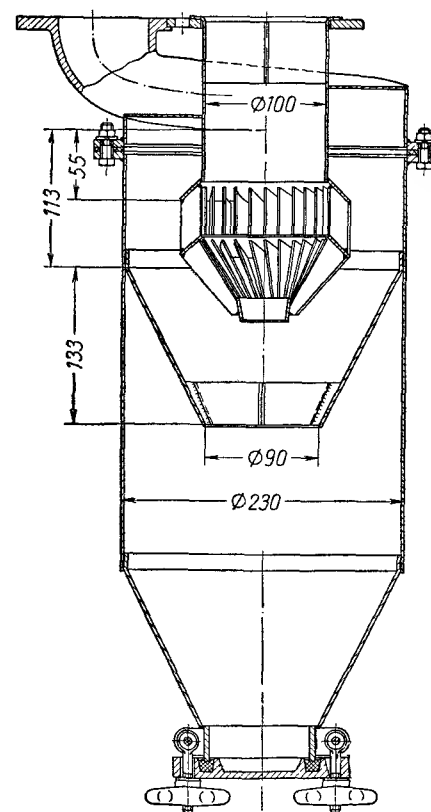
1 — входной патрубок; 2 — выходной патрубок; 3 — корпус; 4 — конус; 5 — перегородки; 6 — пылесборник; 7 — пробка; 8 — горловина; 9 — отбойные лопатки; 10 — лопатки.

держания пыли в нем после двух центробежных очистителей трактора ХТЗ-Т2Г в зависимости от продолжительности работы без очистки зольника газогенератора и центробежного очистителя при расходе газа $86 \text{ м}^3/\text{час}$ (по опытам НАТИ). Из кривой следует, что вначале



Фиг. 70. Фракционный состав задержанной пыли:

1 — в центробежном очистителе трактора ЧТЗ СГ-65 ($\eta_{oc} = 67\%$); 2 — в объемном очистителе НАТИ ($\eta_{oc} = 58,3\%$).

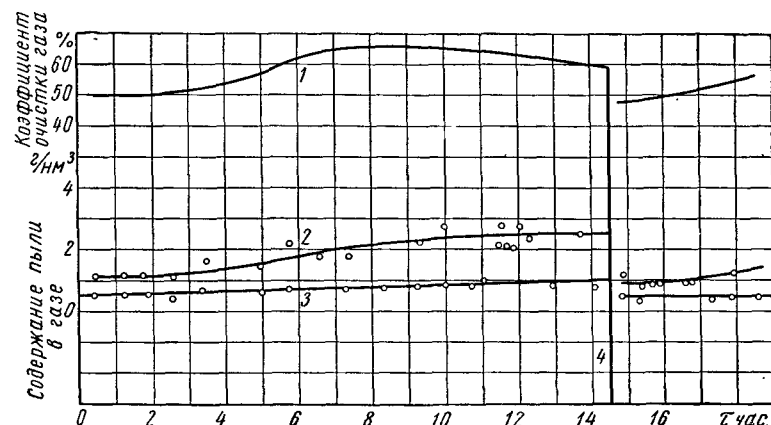


Фиг. 71. Центробежный очиститель трактора ХТЗ-Т2Г.

коэффициент очистки составляет 50%, затем поднимается до 68%, а далее, по мере засорения центробежного очистителя и зольника, снижается до 59%.

Содержание пыли в газе, выходящем из газогенератора, во время работы газогенератора увеличивается от 1 до 2,5—2,8 г/нм³, соответственно растет и содержание пыли в газе после центробежных очистителей — от 0,5 до 1 г/нм³ газа.

В дальнейшем конструкция центробежных очистителей подверглась резкому изменению. В 1941 г. для колесных газогенераторных тракторов Г58-У был сконструирован центробежный очиститель



Фиг. 72. Коэффициент очистки газа и содержание пыли в газе после центробежных очистителей трактора ХТЗ-Т2Г в зависимости от времени работы:

1 — коэффициент очистки двух очистителей; 2 — пылесодержание до очистителей; 3 — пылесодержание после очистителей; 4 — чистка зольника газогенератора.

(фиг. 73), в который газ поступал со скоростью 9,7 м/сек и совершал в очистителе несколько оборотов. Особенностью конструкции является глубоко опущенная выходная центральная труба. Коэффициент очистки этого очистителя составлял 72%.

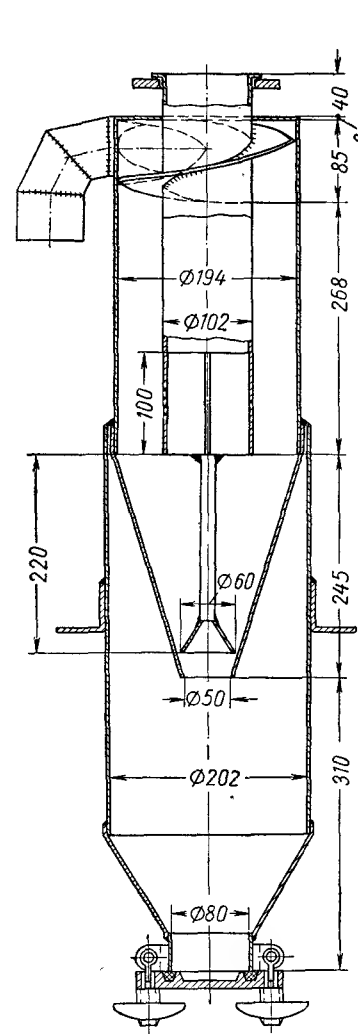
Недостатком конструкции данного очистителя была неправильная форма входного патрубка, что приводило к завихрению газа при входе в очиститель. Кроме того, оказалось, что глубокое опускание выходной центральной трубы не улучшило, а ухудшило коэффициент очистки.

Дальнейшее развитие конструкции центробежных очистителей заключалось в увеличении скорости газа при входе в очиститель до 16—18 м/сек, увеличении скорости вращения газа и улучшении конструкции входного патрубка и его аэродинамических качеств, чтобы уменьшить завихрение потока газа при входе.

Последнее достигалось постепенным сужением потока газа, сглаживанием поверхностей и устранением выступов, вызывающих завихрение газа.

Патрубок выхода газа был значительно укорочен по высоте.

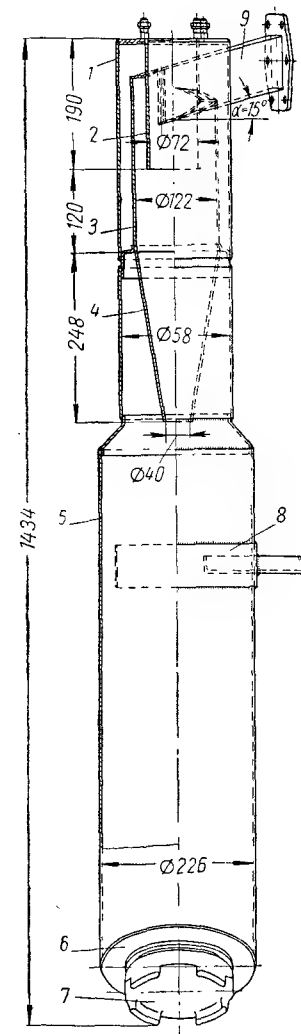
Все перечисленные выше усовершенствования нашли отражение в конструкции центробежного очистителя НИОГАЗ-НАТИ (фиг. 74).



Фиг. 73. Центробежный очиститель трактора Г58-У.

Этот очиститель используют в качестве аппарата грубой очистки на газогенераторных тракторах ГБ-58.

Следует отметить весьма малый путь, проходимый частицами пыли от внутренней центральной трубы до корпуса пылеотделителя, равный в данном очистителе 23 мм.



Фиг. 74. Конструкция центробежного очистителя НИОГАЗ-НАТИ:

1 — корпус; 2 — входная труба; 3 — цилиндр пылеотделителя; 4 — конус пылеотделителя; 5 — пылесборник; 6 — горловина люка; 7 — крышка люка; 8 — пояс крепления; 9 — входной патрубок.

В отличие от центробежных очистителей тракторов ЧТЗ СГ-65, ХТЗ-Т2Г и Г58-У наружная часть корпуса пылеотделителя очистителя НИОГАЗ-НАТИ покрыта изоляцией в специальном кожухе, что улучшает работу очистителя в холодное время года. Без изоляции происходит конденсация паров воды на стенках и прилипание к ним пыли, образующей неровную жесткую корку, способствующую завихрению потока около стенок корпуса и ухудшению пылеотделения.

По опытам НАТИ коэффициент очистки центробежного очистителя НИОГАЗ-НАТИ для газов из различных топлив составляет следующую величину (в %):

Торфобрикеты:	
форносовские	63,6
ступкинские	85,0
тоотсиинские	92,8
Березовые чурки	81,0

Высокий коэффициент очистки значительно облегчает работу остальной очистительной аппаратуры.

Данный центробежный очиститель разработан в двух модификациях, отличающихся размерами пылесборника. Очиститель с меньшим пылесборником применяют в газогенераторной установке для тощих топлив, так как в газогенераторе прямого процесса газификации с срединным отбором газа из полукоса количество уносимой пыли значительно меньше, чем при газификации торфобрикетов и древесины.

В табл. 35 приведены основные параметры центробежных очистителей ЧТЗ СГ-65, ХТЗ-Т2Г, Г58-У, ГБ-58 и НИОГАЗ в соответствии со схемой, изображенной на фиг. 65.

Таблица 35

Параметры центробежных очистителей (фиг. 65)

Газогенераторная установка	$D_{ц}$ в мм	$\frac{H_1}{D_{ц}}$	$\frac{H_2}{D_{ц}}$	$\frac{H_3}{D_{ц}}$	$\frac{H_4}{D_{ц}}$	$\frac{d_{вых}}{D_{ц}}$	$\frac{d_1}{D_{ц}}$	$\frac{D_{сп}}{D_{ц}}$	b_1 в мм
ЧТЗ СГ-65	290	0,49	0,254	0,12	0,51	0,49	0,42	0,74	84
ХТЗ-Т2Г	230	0,49	0,218	0,24	0,58	0,435	0,39	0,72	63
Г58-У	194	1,42	0,438	1,42	1,26	0,526	0,41	0,76	46
ГБ-58	122	1,605	0,655	0,574	2,02	0,59	0,327	0,79	28
НИОГАЗ	$D_{ц}$	1,6	0,66	0,775	2,00	0,58	$\frac{0,3-0,4}{2}$	0,79	$\frac{D_{ц}-d_{вых}-2\delta}{2}$

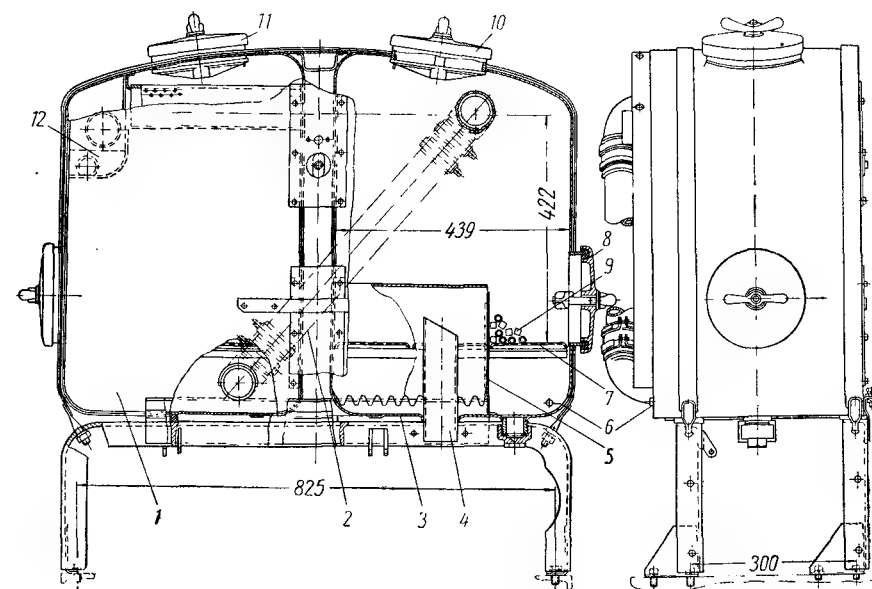
Примечание. В центробежных очистителях НИОГАЗ $b_2 = 1,3 b_1$; угол подъема витка циклона $\alpha = 15$, δ — толщина стенки патрубка выхода газа.

Фильтры газа

На газогенераторных тракторах применяют фильтры с конденсационным орошением насадки и различными устройствами для ее смачивания.

В качестве насадки для фильтров используют металлические кольца. В эксплуатации в качестве насадки применяли также деревянные кубики и в отдельных случаях солому.

Фильтр с барботажом устанавливался на тракторе ХТЗ-Т2Г (фиг. 75). Фильтр состоит из двух секций 1 и 3, последовательно соеди-



Фиг. 75. Фильтр с барботажом трактора ХТЗ-Т2Г:

1 — первая секция; 2 — соединительная труба; 3 — вторая секция; 4 — входная труба; 5 — барботажная коробка; 6 — трубочка для слива конденсата; 7 — решетка; 8 — люки для удаления колец; 9 — металлические кольца; 10 и 11 — люки для промывки колец; 12 — карман.

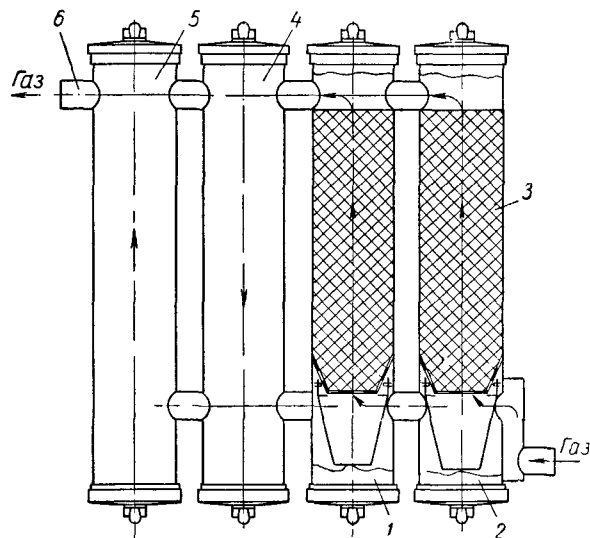
ненных трубой 2. Газ поступает в секцию 3 через трубу 4 и, проходя через воду в барботажной коробке 5, выходит через отверстия между зубьями, разбиваясь при этом на ряд мелких струй. Захватывая капли воды, газ проходит затем через решетку 7 и через насадку из колец 9, очищаясь при этом от пыли. Далее через трубу 2 газ входит в нижнюю часть второй секции и очищается от пыли во втором слое насадки из металлических колец. Из второй секции газ через карман 12 поступает в газопровод к смесителю газа. Для промывки колец служат люки 10 и 11.

Кольца из фильтра удаляют через люки 8. Уровень воды в секциях находится на определенном уровне, зафиксированном расположением трубочек 6, через которые производится слив избыточной конденсационной влаги из фильтра.

Высота слоя колец в каждой секции составляет 400 мм. Общий вес колец в фильтре равен 72 кг; вес фильтра с кольцами 142 кг.

Коэффициент очистки газа в фильтре составляет 50%. После очистки в газе содержалось 0,15—0,18 г/нм³ пыли. Фильтр необходимо промывать от скопления пыли через 50—60 час. Условная скорость газа в фильтре составляет 0,16 м/сек.

Фильтр-охладитель трактора ЧТЗ СГ-65 (фиг. 76) рассчитан на эксплуатацию газогенераторного трактора зимой на лесозаготовках,



Фиг. 76. Фильтр-охладитель трактора ЧТЗ СГ-65:

1 и 2 — цилиндры с металлическими кольцами, соединенные параллельно; 3 — металлические кольца; 4 и 5 — цилиндры, соединенные последовательно; 6 — выходной патрубок.

и 5. Очищенный газ выходит через патрубок 6. Зимой вследствие значительной конденсации водяного пара, находящегося во влажном газе, смачивание металлических колец является удовлетворительным и обеспечивает очистку газа. Летом охлаждение недостаточно, в связи с чем конденсация пара в цилиндрах 4 и 5 незначительная.

Фильтр с глубоким барботажем (фиг. 77) применяют на тракторе ГБ-58.

Газ поступает в фильтр через патрубок 8 и, пройдя вокруг цилиндра 3 с барботажной жидкостью, направляется через карман 2 под решетку 9 с насадкой, находящейся над жидкостью. При прохождении газа через отверстие 10 в решетке образуется перепад давления между нижней частью насадки и пространством над жидкостью. Вследствие этого жидкость поднимается по цилиндру 4 в нижний слой насадки, в результате чего газ проходит через слой жидкости.

Газ поступает одновременно снизу в два вертикальные цилиндра 1 и 2 и проходит вверх через насадку из двух слоев металлических колец 3, заполняющих цилиндры.

Вес металлических колец в фильтре-охладителе равен 37 кг.

Далее газ идет последовательно через два цилиндра 4

В зависимости от расхода газа величина перепада давления различна, в связи с чем различна и высота жидкости в нижнем слое насадки.

Для обслуживания фильтра сделаны люки и пробки. Люк 11 служит для засыпки и промывания колец, пробка 6 — для слива¹ грязной воды или масла, люк 1 — для заливки барботажной жидкости. Отъемное днище 7 фильтра болтами прикреплено к корпусу. Отъемное днище необходимо для очистки кольцевого пространства между поддоном и цилиндром с барботажной жидкостью. Фильтр весит 140 кг, вес металлических колец в фильтре равен 70 кг, высота слоя колец 800—900 мм.

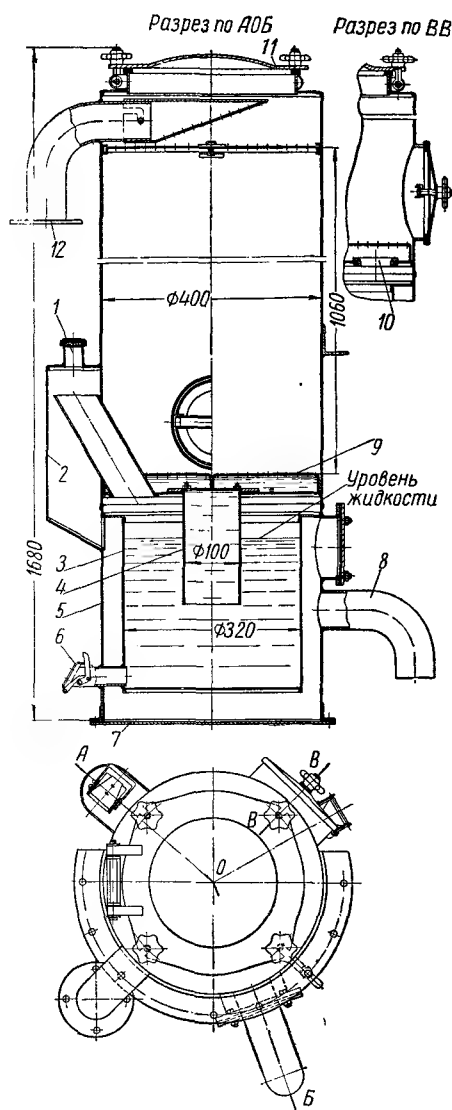
Газоотборный патрубок 12 имеет предохранительную сетку для предупреждения уноса колец.

При газификации влажного топлива (древесина) в фильтре в качестве барботажной жидкости употребляется вода.

Для улавливания пыли из газа с малым содержанием водяного пара в качестве барботажной жидкости употребляют масло или дизельное топливо.

Фильтры с набивками из древесной шерсти, стеклянного волокна и др. в тракторных газогенераторных установках не применяют, так как регенерация таких насадок представляет большие затруднения.

Фильтры с металлическими кольцами необходимо периодически промывать от грязи. Очень часто загрязненные



Фиг. 77. Фильтр с глубоким барботажем трактора ГБ-58:

1 — люк для наливания барботажной жидкости; 2 — карман; 3 — цилиндр с барботажной жидкостью; 4 — цилиндр для подъема жидкости; 5 — корпус фильтра; 6 — пробка; 7 — днище; 8 — патрубок; 9 — решетка; 10 — отверстие в решетке; 11 — люк для засыпки колец; 12 — газоотборный патрубок.

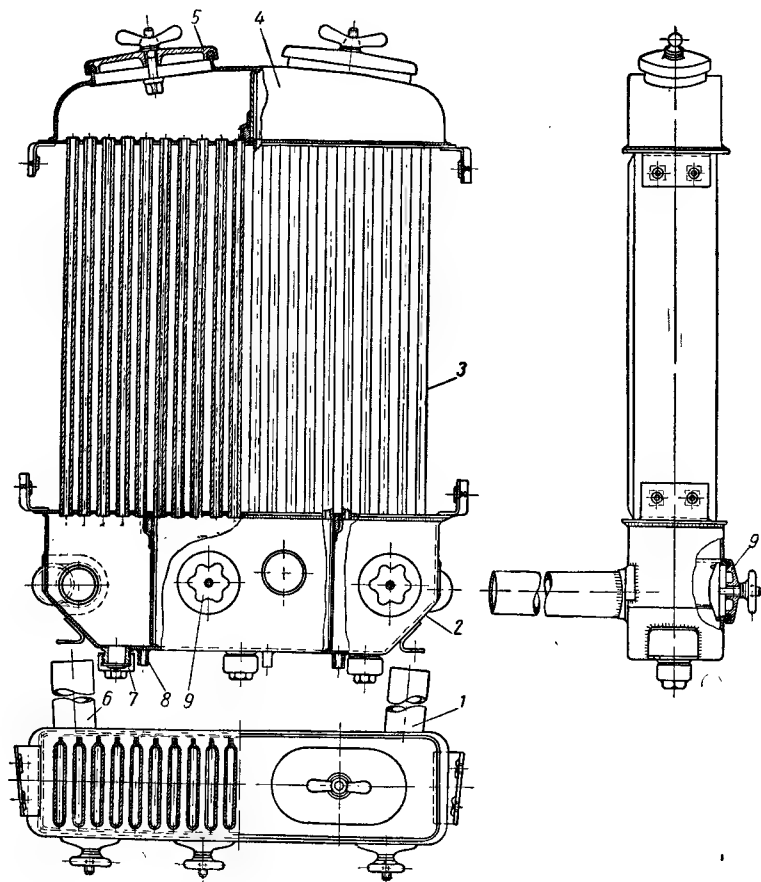
¹ Для поддержания при холостом ходе двигателя постоянного уровня в цилиндре с барботажной жидкостью установлено приспособление (на фиг. 77 оно не показано) с водяным затвором для слива конденсата, собирающегося внизу цилиндра 3.

кольца очищают, сжигая на них грязь и масло; этого не следует допускать, так как кольца при этом быстро выходят из строя.

В случае, когда барботажной жидкостью служит вода, кольца промывают иногда в барабанах с перфорированной оболочкой. Барабан, заполненный кольцами, погружают в специальный бачок с водой и вращают; при этом кольца очищаются от грязи.

Охладители газа

В четырехходовом охладителе газа трактора ГБ-58 (фиг. 78) газ входит через патрубок 1 в нижний бак 2, проходит через пять



Фиг. 78. Охладитель трактора ГБ-58:

1 — входной патрубок; 2 — нижний бак; 3 — трубки; 4 — верхний бак; 5 и 9 — люки для промывки; 6 — выходной патрубок; 7 — люки для слива воды; 8 — трубка для слива конденсата.

трубок 3 размером 150×16 мм в верхний бак 4, затем опускается опять вниз по трубкам и, совершив такой ход дважды, выходит через патрубок 6.

Для промывки охладителя служат люки 5 и 9, а для слива промывной воды — люки 7. При работе двигателя на холостом ходу конденсат вследствие уменьшения разрежения в охладителе автоматически сливается через трубки 8.

Охладитель ГБ-58 сварной. Вес охладителя составляет 70 кг.

Круглые трубки для охладителей не употребляют. Овальная форма трубок является наиболее эффективной для охлаждения газа. Охладители обычно располагают перед водяным радиатором на тракторе.

Большая часть прежних конструкций тракторных газогенераторных установок без специального охладителя не обеспечивала нормального охлаждения газа, что отражалось на коэффициенте наполнения двигателя и его мощности.

Очистительная система на газогенераторных тракторах занимает много места. Вес ее составляет 65—75% от общего веса газогенераторной установки, поэтому дальнейшие усилия конструкторов должны быть направлены на совершенствование системы очистки и применение новых принципов очистки газа.

В ряде опытных конструкций газогенераторных тракторов начинают находить применение центробежные газопромыватели.

ПЕРЕВОД ТРАКТОРНЫХ ДВИГАТЕЛЕЙ НА ГЕНЕРАТОРНЫЙ ГАЗ

ПРИЧИНЫ ПАДЕНИЯ МОЩНОСТИ ДВИГАТЕЛЕЙ ПРИ ПЕРЕВОДЕ С ЖИДКОГО ТОПЛИВА НА ГЕНЕРАТОРНЫЙ ГАЗ

Газовые двигатели, устанавливаемые на газогенераторных тракторах, работают на генераторном газе, получаемом в результате процесса газификации твердых топлив.

Генераторный газ представляет собой механическую смесь нескольких газов, каждый из которых обладает различными физико-химическими свойствами и различно влияет на работу двигателя. Состав генераторного газа, как отмечалось выше, колеблется в широких пределах и зависит от вида и качества топлива, а также от условий газификации.

Тракторные газовые двигатели изготовляют на базе жидкотопливных двигателей — карбюраторных и с воспламенением от сжатия. В настоящее время тракторные газовые двигатели работают по циклу быстрого сгорания — с посторонним воспламенением горючей смеси и внешним смесеобразованием; такие двигатели и рассмотрены ниже.

При переводе жидкотопливных двигателей на генераторный газ происходит уменьшение их мощности. Основными причинами, вызывающими уменьшение мощности двигателей при переоборудовании их с жидкого топлива на газ, являются следующие:

- 1) более низкая теплотворность газо-воздушной горючей смеси по сравнению с бензино-воздушной или керосино-воздушной;
- 2) более низкий термический к. п. д. газовых двигателей по сравнению с двигателями с воспламенением от сжатия;
- 3) уменьшение коэффициента молекулярного изменения;
- 4) уменьшение коэффициента наполнения двигателя;
- 5) малая скорость сгорания газо-воздушной смеси по сравнению с горючей смесью из жидкого топлива и воздуха;
- 6) уменьшение механического к. п. д. двигателя.

Низкая теплотворность газо-воздушной горючей смеси по сравнению с бензино-воздушной является основной причиной потери мощности двигателя при переводе его с бензина на генераторный газ. Если теплотворность 1 м^3 бензино-воздушной смеси (при коэффициенте избытка воздуха $\alpha = 1$) равна $850\text{—}900 \text{ ккал/нм}^3$, то тепло-

творность 1 м^3 газо-воздушной — только $550\text{—}600 \text{ ккал/нм}^3$. В двигателях с воспламенением от сжатия при $\alpha = 1,4 \div 1,5$ теплотворность горючей смеси составляет около $600\text{—}650 \text{ ккал/нм}^3$. Следовательно, теплотворность газо-воздушной смеси при $\alpha = 1$ незначительно меньше теплотворности смеси дизельного топлива и воздуха при $\alpha = 1,4 \div 1,5$. В данном случае основной причиной потери мощности при переоборудовании двигателя с воспламенением от сжатия в газовый является уменьшение термического к. п. д. двигателя в связи с меньшей степенью сжатия последнего.

Уменьшение коэффициента молекулярного изменения при работе на генераторном газе является следствием особенностей химических свойств горючей смеси. При сгорании жидких топлив происходит увеличение объема продуктов сгорания по сравнению с первоначальным объемом горючей смеси (теоретический коэффициент молекулярного изменения $\mu_0 = 1,05 \div 1,06$ при $\alpha = 1$), тогда как при сгорании генераторного газа происходит уменьшение объема продуктов сгорания ($\mu_0 = 0,93 \div 0,95$).

Уменьшение коэффициента наполнения двигателя происходит вследствие понижения давления всасывания в результате увеличения сопротивлений при просасывании газа через агрегаты газогенераторной установки, а также вследствие увеличения температуры газо-воздушной смеси, поступающей в двигатель.

Малая скорость распространения пламени при сгорании газо-воздушной смеси по сравнению с рабочей смесью жидкого топлива и воздуха объясняется физико-химическими свойствами газа и большим содержанием в нем инертных газов, особенно двуокиси углерода.

Уменьшение механического к. п. д. двигателя происходит вследствие того, что затрата мощности на трение при переводе двигателей на генераторный газ остается почти такой же, как и у жидкотопливных двигателей, а индикаторная мощность двигателей уменьшается.

СГОРАНИЕ ГЕНЕРАТОРНОГО ГАЗА

Генераторный газ, как указывалось выше, состоит из следующих компонентов: CO , H_2 , CH_4 , CO_2 , O_2 и N_2 . Горючими газами из этих компонентов являются CO , H_2 и CH_4 . Содержание тяжелых углеводородов $\text{C}_n \text{H}_m$ в генераторном газе весьма незначительно, и поэтому при расчетах их не учитывают.

Состав сухого генераторного газа характеризуется количеством отдельных компонентов в объемных процентах. В действительных условиях генераторный газ всегда содержит водяные пары. Количество водяных паров, как было сказано выше, зависит от вида и качества твердого топлива, методов получения газа и способов его охлаждения и очистки. Содержание влаги в газе определяется весом воды в граммах на 1 нм^3 сухого газа.

Если известен состав сухого газа (CO , H_2 и т. д.) и содержание в нем влаги f , то содержание отдельных компонентов во влажном газе определяют умножением величины каждого компонента сухого газа на коэффициент $\frac{0,804 - f}{0,804}$.

Теоретически необходимое количество воздуха для сгорания 1 моля (или 1 м³) газообразного топлива определяют по формуле

$$L_0 = \frac{1}{0,21} \left[0,5 (\text{CO} + \text{H}_2) + 2\text{CH}_4 + \left(n + \frac{m}{4} \right) \text{C}_n\text{H}_m - \text{O}_2 \right] \text{ моль воздуха/моль газа (или нм}^3 \text{ воздуха/нм}^3 \text{ газа)}. \quad (272)$$

Теоретически необходимое количество воздуха является недостаточным для обеспечения полного сгорания газа, так как в действительных условиях работы двигателя не удастся идеально перемешать газ с воздухом. В этом случае часть газа вследствие малого промежутка времени, отводимого на процесс сгорания, не вступит в реакцию с кислородом воздуха и в несгоревшем виде будет удалена из цилиндра двигателя вместе с отработавшими газами.

Для лучшего сгорания газа в цилиндры двигателя вводят избыточное количество воздуха, которое обеспечивает полное сгорание газа. Отношение действительного количества воздуха к теоретически необходимому L_0 называется коэффициентом избытка воздуха α

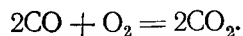
$$\alpha = \frac{L}{L_0}.$$

Для газовых двигателей $\alpha = 1,1 \div 1,25$.

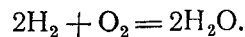
Следовательно, объем M_1 горючей смеси до начала сгорания состоит из газа и воздуха

$$M_1 = 1 + \alpha L_0 \text{ моль}.$$

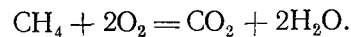
Реакция сгорания окиси углерода происходит по уравнению



Реакция сгорания водорода происходит по уравнению



Реакция сгорания метана происходит по уравнению



Следовательно, продукты полного сгорания газа будут состоять из CO_2 , H_2O , избыточного O_2 и N_2 , поступающего с газом и воздухом.

Количество отдельных компонентов продуктов сгорания генераторного газа будет

$$M_{\text{CO}_2} = \text{CO} + \text{CH}_4 + \text{CO}_2 \text{ моль/моль},$$

$$M_{\text{H}_2\text{O}} = \text{H}_2 + 2\text{CH}_4 \text{ моль/моль},$$

$$M_{\text{O}_2} = 0,21 (\alpha - 1) L_0 \text{ моль/моль},$$

$$M_{\text{N}_2} = 0,79 \alpha L_0 + \text{N}_2 \text{ моль/моль}.$$

Съем продуктов сгорания можно выразить как сумму объемов отдельных компонентов:

$$M_2 = M_{\text{CO}_2} + M_{\text{H}_2\text{O}} + M_{\text{O}_2} + M_{\text{N}_2}$$

или

$$M_2 = \text{CO} + \text{H}_2 + \text{CO}_2 + 3\text{CH}_4 + \text{N}_2 + \alpha L_0 - 0,21 L_0.$$

Так как

$$\text{CO} + \text{H}_2 + \text{CH}_4 + \text{CO}_2 + \text{O}_2 + \text{N}_2 = 1,$$

то

$$M_2 = 1 + \alpha L_0 - [0,5 (\text{CO} + \text{H}_2)] \text{ моль/моль}.$$

Изменение объема при сгорании генераторного газа

$$\Delta M = M_2 - M_1 = - [0,5 (\text{CO} + \text{H}_2)] \text{ моль/моль}.$$

Относительное изменение объема при сгорании рабочей смеси характеризуется так называемым теоретическим коэффициентом молекулярного изменения μ_0 , который представляет собой отношение количества кг.моль продуктов сгорания к количеству кг.моль горючей смеси до сгорания:

$$\mu_0 = \frac{M_2}{M_1} = 1 + \frac{\Delta M}{M_1}. \quad (273)$$

Для генераторного газа $\mu_0 < 1$, так как величина ΔM отрицательная; при сгорании жидких топлив $\mu_0 > 1$.

Теплотворность горючей смеси определится по формуле

$$Q_{см} = \frac{Q_n^2}{1 + \alpha L_0} \text{ ккал/нм}^3, \quad (274)$$

где Q_n^2 — низшая теплотворность газа в ккал/нм³.

СПОСОБЫ ПОВЫШЕНИЯ МОЩНОСТИ ДВИГАТЕЛЯ ПРИ РАБОТЕ ЕГО НА ГЕНЕРАТОРНОМ ГАЗЕ

Эффективная мощность газового четырехтактного двигателя, приведенная к нормальным условиям, может быть определена по формуле

$$N_e = \frac{30}{632} \frac{Q_n^2}{1 + \alpha L_0} V_d n \eta_v \eta_e. \quad (275)$$

где Q_n^2 — низшая теплотворность сухого генераторного газа при нормальных условиях в ккал/нм³;

V_d — рабочий объем цилиндров двигателя в м³;

n — число оборотов коленчатого вала двигателя в минуту;

η_v — коэффициент наполнения;

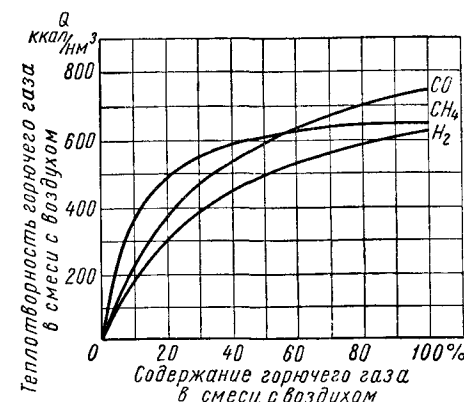
η_e — эффективный к. п. д. двигателя.

Разберем каждый из параметров, от которых зависит эффективная мощность двигателя.

Теплотворность горючей смеси, как следует это из формулы (274), зависит от теплотворности газа и коэффициента избытка воздуха.

На фиг. 79 показана теплотворность газо-воздушной смеси для CO , H_2 и CH_4 в зависимости от содержания горючего газа в газо-воздушной смеси при $\alpha = 1,15$.

Из приведенных кривых видно, что в случае содержания горючей части газа до 55% от общей его массы наиболее выгодной составляющей газа по теплотворности горючей смеси является метан.



Фиг. 79. Теплотворность горючего газа (CO , H_2 и CH_4) в смеси с воздухом в зависимости от содержания горючего газа в смеси.

газификации топлива в газогенераторе с целью получения большего содержания горючих компонентов газа. Кроме того, газ должен быть возможно более охлажден в агрегатах газогенераторной установки.

Одним из методов повышения теплотворности газа является присадка жидких топлив. Жидкое топливо или вводят в камеру газификации, в которой оно проходит процесс пиролиза, после чего продукты пиролиза вместе с генераторным газом поступают в цилиндры двигателя, или жидкое топливо вводят непосредственно в цилиндры двигателя. В первом случае можно употреблять тяжелые фракции жидкого топлива, во втором — светлые жидкие топлива (бензин, керосин, спирт). Однако при этом методе повышения мощности газовых двигателей требуется значительная присадка жидкого топлива. Так, например, по опытам НАМИ, для повышения мощности газового двигателя на 10% необходимо обеспечить присадку 120—170 г/л. с. ч. тяжелых нефтепродуктов в камеру газификации газогенератора, работающего на древесных чурках. Для тракторных двигателей, работающих на сельскохозяйственных работах преимущественно с большой нагрузкой, такой метод повышения мощности является неприемлемым.

При увеличении рабочего объема цилиндров мощность газового двигателя повышается, однако это не всегда можно сделать. Кроме того, данный метод повышения мощности значительно усложняет переоборудование жидкотопливных двигателей в газовые.

При увеличении числа оборотов коленчатого вала двигателя также можно повысить его мощность, если двигатель имеет запас мощности по внешней характеристике.

При увеличении оборотов двигателя резко возрастает механическая напряженность деталей кривошипно-шатунной группы. Эта напряженность является следствием сил, развивающихся в цилиндрах двигателя при сгорании рабочей смеси, и сил инерции деталей кривошипно-шатунной группы. Очевидно, что сохранение механической напряженности деталей этой группы при увеличении скорости вращения коленчатого вала двигателей возможно в том случае, если у газовых двигателей давление p_z в конце сгорания рабочей смеси, а также жесткость работы $^1 \frac{\Delta p}{\Delta \alpha}$ будут значительно меньше, чем у жидкотопливных.

Этому условию соответствует переоборудование двигателей с воспламенением от сжатия, так как для них давление p_z колеблется в пределах 45—80 кг/см², в то время как для газовых двигателей при степени сжатия $\epsilon = 7 \div 8,5$ значение p_z не превышает 30—40 кг/см². Кроме того, газовые двигатели работают менее жестко, чем жидкотопливные: для газовых двигателей отношение $\frac{\Delta p}{\Delta \alpha}$ колеблется в пределах 0,9—1,4, а для жидкотопливных — 1,5—2,0 кг/см² на 1° поворота коленчатого вала.

Коэффициент наполнения двигателей

Коэффициент наполнения газовых двигателей, отнесенный к условиям окружающей среды, имеет меньшие значения, чем у жидкотопливных двигателей. Это объясняется дополнительными сопротивлениями газогенераторной установки проходу газа в двигатель и повышенной температурой газа, по сравнению с окружающей средой.

Коэффициент наполнения

$$\eta_v = \frac{\epsilon p_a - p_r}{(\epsilon - 1) p_o} \cdot \frac{T_o}{T_o + \Delta T} \quad (276)$$

где p_a — давление в конце впуска в кг/см²;
 p_r — давление остаточных газов в кг/см²;

¹ Жесткостью работы называется отношение приращения давления во время процесса сгорания к приращению угла поворота коленчатого вала. Измеряется жесткость в кг/см² град.

² Степенью сжатия называется отношение рабочего объема цилиндра V_h и объема камеры сжатия V_c к объему камеры сжатия

$$\epsilon = \frac{V_h + V_c}{V_c}$$

p_o — давление окружающей среды в кг/см^2 ;
 T_o — температура окружающей среды в $^{\circ}\text{абс}$;
 ΔT — температура подогрева свежего заряда в $^{\circ}\text{абс}$.

Наибольшее влияние на коэффициент наполнения имеют давление в конце впуска и степень подогрева газо-воздушной смеси.

Для газового двигателя величина p_a зависит не только от сопротивления системы впуска, но также и от сопротивлений газогенераторной установки.

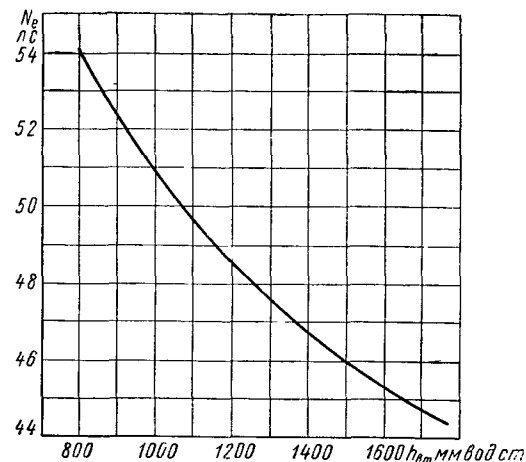
На фиг. 80 изображена кривая зависимости мощности газового двигателя Д 2Г от разрежения во впускном трубопроводе (топливо —

древесный уголь). Из кривой видно, что при увеличении разрежения от 800 до 1200 мм вод. ст. эффективная мощность снижается на 5,4 л. с., т. е. на каждые 100 мм вод. ст. увеличения разрежения мощность снижается на 1,35 л. с. При дальнейшем увеличении разрежения (более 1200 мм вод. ст.) снижение мощности несколько замедляется. В среднем на каждые 100 мм вод. ст. увеличения разрежения мощность уменьшается на 1 л. с.

Для получения более высоких значений коэффициента наполнения стремятся к уменьшению аэродинамических сопротивлений газогенераторной установки и системы впуска; в частности, стремятся придать трубопроводам лучшие аэродинамические формы, увеличить их сечение, сделать повороты более плавными, а стенки трубопроводов — более гладкими.

В карбюраторных двигателях приходится ограничивать увеличение сечения трубопроводов, чтобы скорость смеси в них на рабочих режимах не была слишком мала, так как с уменьшением скорости горючей смеси уменьшается количество топлива, двигающегося в потоке воздуха в виде пара и капель, и увеличивается количество топлива, текущего по стенкам трубопроводов в виде пленки. Кроме того, в конструкциях трубопроводов часто предусматривают специальные элементы, способствующие срыву и разбрызгиванию жидкой пленки топлива.

В газовых двигателях подобные ограничения не ставятся, поэтому должны быть приняты все возможные меры к созданию впускных систем газовых двигателей с минимальными аэродинамическими сопротивлениями.



Фиг. 80. Зависимость мощности N_e газового двигателя Д 2Г от разрежения h_{bm} во впускном трубопроводе.

Температура горючей смеси, поступающей в цилиндры двигателя, значительно влияет на величину коэффициента наполнения, так как при повышении температуры горючей смеси увеличивается ее удельный объем.

Зависимость мощности газового двигателя Д 2Г от температуры газо-воздушной смеси во впускном трубопроводе показана на фиг. 81, из которой видно, что при увеличении температуры газо-воздушной смеси во впускном трубопроводе на 10° мощность двигателя уменьшается на 2 л. с. Следовательно, при проектировании газогенераторной установки необходимо стремиться к тому, чтобы температура перед смесителем была минимальной и не превышала более чем на $10\text{--}15^{\circ}$ температуру окружающей среды.

Подогрев поступающей в цилиндры горючей смеси происходит главным образом в результате соприкосновения ее с горячими поверхностями камер сгорания двигателя, цилиндров, каналов головки блока и впускного трубопровода (особенно в случае обогрева последнего). При уменьшении температуры этих поверхностей коэффициент наполнения заметно повышается. Так, согласно данным проф. В. И. Кирсанова, при уменьшении температуры стенок цилиндров от 300 до 200° коэффициент наполнения η_v увеличивается на 10%.

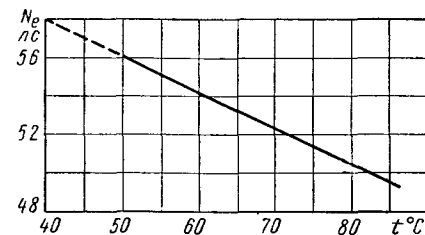
При создании конструкции системы впуска газового двигателя нужно стремиться к минимальному подогреву смеси. Для достижения указанной цели недостаточно изготовить впускной и выпускной трубопроводы разобщенными, как это сделано у двигателя Д2Г. При оставлении разобщенных трубопроводов на одной стороне двигателя подогрев смеси остается значительным. Так, на двигателе Д 2Г разность температур газо-воздушной смеси после смесителя и во впускном трубопроводе перед входом смеси в каналы головки блока составляет около 26° .

Для уменьшения подогрева необходимо впускной и выпускной трубопроводы устанавливать на противоположных сторонах двигателя.

Рассмотрим зависимость коэффициента наполнения двигателя от фаз газораспределения.

При поступлении горючей смеси в цилиндр давление ее понижается вследствие потери давления на создание скорости смеси и преодоление аэродинамических сопротивлений трубопроводов и клапана.

Падение давления горючей смеси во время впуска в течение первой половины хода поршня обычно бывает значительно больше, чем в конце хода. Это происходит вследствие недостаточного подъема клапана, инерции массы горючей смеси в трубопроводе и ускоряюще-



Фиг. 81. Зависимость мощности N_e газового двигателя Д2Г от температуры t газо-воздушной смеси в трубопроводе.

гося движения поршня; скорость поступления горючей смеси в цилиндр во время впуска в течение первой половины хода поршня в связи с этим получается чрезмерно большой. При резком уменьшении скорости смеси в цилиндре к концу хода поршня происходит дополнительный нагрев смеси, что ухудшает наполнение.

Увеличение коэффициента наполнения может быть достигнуто путем обеспечения большего проходного сечения клапана в начале такта впуска. Увеличивая подъем впускного клапана к моменту прихода поршня в в. м. т., т. е. увеличивая опережение открытия впускного клапана или скорость его подъема, можно уменьшить падение давления в начале такта впуска и увеличить коэффициент наполнения.

Однако слишком раннее открытие впускного клапана может привести в тому, что часть отработавших газов будет выталкиваться в конце такта выпуска во впускную систему, а в начале такта впуска вновь засасываться в цилиндр. Поэтому угол опережения открытия впускного клапана надо подбирать с учетом этих явлений.

Интересные опыты по увеличению мощности газового двигателя Д2Г провел проф. Н. М. Глаголев путем изменения момента открытия впускного клапана (вместо открытия клапана через 8° после в. м. т. клапан открывался в в. м. т.) и увеличения крутизны подъема кулачка (основной радиус кулачка был увеличен с 125 до 217 мм).

При испытании двигателя с новыми фазами газораспределения было установлено, что коэффициент наполнения двигателя увеличивается на 4% .

На показатели работы двигателя в значительной степени влияет изменение момента закрытия впускного клапана.

Характер кривой коэффициента наполнения в зависимости от числа оборотов коленчатого вала в основном определяется выбором момента закрытия впускного клапана.

При рассмотрении вопроса о влиянии фаз распределения на наполнение двигателей необходимо иметь в виду, что общепринятое определение фаз по углам поворота кривошипа не является характерным, так как в этом случае учитывают только один элемент — время, но совершенно не учитывает другой — сечение.

Чем больше диаметр клапана, полнее профиль кулачка, больше подъем клапана, тем больше будет коэффициент наполнения при одинаковых углах открытия и закрытия клапанов. Поэтому правильное определять фазы не по углам поворота кривошипа, а по отношению время — сечения клапанов, соответствующим этим фазам.

Можно привести следующую иллюстрацию влияния расположения и диаметра впускных клапанов на протекание кривой p_a . При работе стандартного двигателя ЗИС-5 на бензине и на генераторном газе перегиб кривых p_a в том и в другом случае происходит при $n = 800$ об/мин. Для газового двигателя ЗИС-5ВК была изготовлена специальная головка блока, впускные клапаны были сделаны подвесными, диаметр впускных клапанов был увеличен с 42 до 50 мм, также увеличены были сечения впускных каналов; кулачковый же вал двигателя остался стандартным; таким образом, фазы газо-

распределения (время) остались прежними; изменено было только сечение. В результате этого точка перегиба кривой p_a переместилась в сторону больших оборотов (до $n = 1100$ об/мин), как это и следовало ожидать.

Из изложенного можно сделать вывод, что при переоборудовании жидкотопливных двигателей в газовые момент закрытия впускного клапана не следует изменять только в том случае, когда не изменяют диаметр впускного клапана и профиль кулачка. Так как обычно диаметры впускного клапана и впускных трубопроводов увеличивают, то необходимо изменять момент закрытия впускного клапана для увеличения коэффициента наполнения.

На коэффициент наполнения влияет также и отношение $\frac{p_r}{p_0}$, которое в значительной степени зависит от момента закрытия выпускного клапана. При слишком раннем закрытии клапана увеличивается давление остаточных газов p_r , а следовательно увеличивается отношение $\frac{p_r}{p_0}$ и ухудшается коэффициент наполнения.

Если в настоящее время при переводе тракторных двигателей с жидкого топлива на генераторный газ обычно и не меняют фазы газораспределения, то это делают с целью использования распределительного вала жидкотопливного двигателя и упрощения производства газовых двигателей.

Эффективный к. п. д.

Эффективный к. п. д.

$$\eta_e = \eta_t \eta_d \eta_m, \quad (277)$$

где η_t — термический к. п. д.;

η_d — относительный к. п. д.;

η_m — механический к. п. д.

Термический к. п. д. для цикла быстрого сгорания зависит от степени сжатия ϵ и показателя адиабаты k и определяется по формуле

$$\eta_t = 1 - \frac{1}{\epsilon^{k-1}}, \quad (278)$$

где $k = \frac{c_p}{c_v}$ — отношение теплоемкости при постоянном давлении к теплоемкости при постоянном объеме.

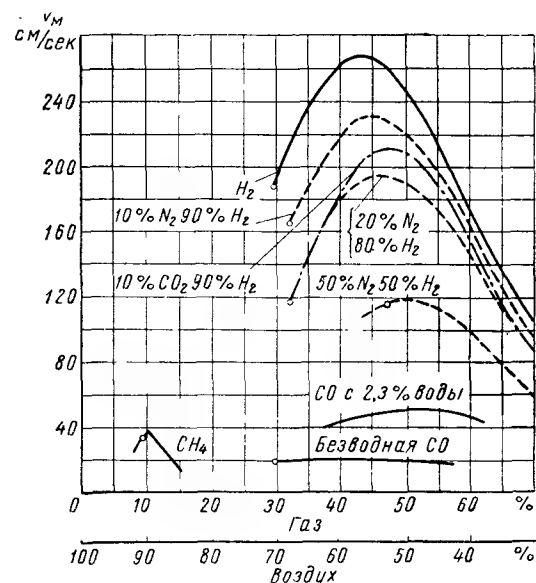
Степень сжатия двигателей внутреннего сгорания, работающих по циклу быстрого сгорания на жидком топливе, ограничивается температурой воспламенения и склонностью топлива к детонации.

Температура воспламенения различных топлив (при атмосферном давлении) следующая (в $^\circ\text{C}$):

Керосин	270
Дизельное топливо	360
Бензин	410
Водород	530
Оксид углерода	610
Метан	645

Температура воспламенения генераторного газа значительно выше, чем бензино-воздушной смеси. Повышение температуры воспламенения генераторного газа происходит вследствие присутствия в нем инертных газов (CO_2 и N_2).

Генераторный газ обладает высокими антидетонационными качествами; октановое число его колеблется в пределах 110—120. Антидетонационные качества генераторного газа в основном зависят от содержания в нем водорода. Чем меньше водорода в генераторном газе, тем выше антидетонационные качества газа.



Фиг. 82. Скорость $v_{ж}$ распространения фронта пламени для различных газов в зависимости от содержания примеси азота, двуокиси углерода и паров воды.

сжатия может быть повышена до 12; при этом генераторный газ должен содержать не более 15% водорода.

Работа при высокой степени сжатия в газовых двигателях лимитируется трудностью подбора соответствующих свечей зажигания для двигателя.

Относительный к. п. д. характеризует совершенство действительного рабочего цикла двигателя в отношении приближения его к идеальному.

Относительный к. п. д.

$$\eta_{\partial} = \frac{\eta_i}{\eta_z}, \quad (279)$$

где η_i — индикаторный к. п. д.

Относительный к. п. д. оценивает качество сгорания и теплотеплопередачу — главные факторы, вызывающие потери в тепловом процессе газового двигателя.

Скорость распространения фронта пламени для различных газов зависит от содержания их в смеси (фиг. 82). Из кривых видно, что из всех составляющих генераторного газа водород имеет максимальную скорость $v_{ж}$ распространения пламени. При комнатной температуре для водорода $v_{ж} = 267$ см/сек; для метана и окиси углерода эта скорость в 6—7 раз меньше.

Из приведенных кривых видно, что скорость распространения фронта пламени зависит от содержания газов в смеси, а также от примеси инертных газов. С повышением температуры скорость распространения фронта пламени увеличивается, а с повышением давления — понижается.

Влияние инертных газов на скорость $v_{ж}$ распространения фронта пламени характеризуется следующей формулой:

$$v_{ж} = v_0 \left(1 - \frac{\text{N}_2 + 1.67 \text{CO}_2}{100} \right) \text{ м/сек}, \quad (280)$$

где v_0 — максимальная скорость распространения пламени газа, не содержащего CO_2 и N_2 , в м/сек;

CO_2 и N_2 — содержание двуокиси углерода и азота в смеси в %.

Скорость распространения фронта пламени генераторного газа (нагретого до температуры 400—450°) в бомбе составляет 1—2 м/сек. Распространение фронта пламени в цилиндре двигателя происходит значительно быстрее, чем при горении такого же заряда в бомбе. Скорость распространения пламени в цилиндре колеблется от 12 до 15 м/сек и зависит от числа оборотов вала (скорость распространения фронта пламени возрастает с увеличением турбулентности заряда). При этом в цилиндре двигателя происходит большее раздробление фронта пламени.

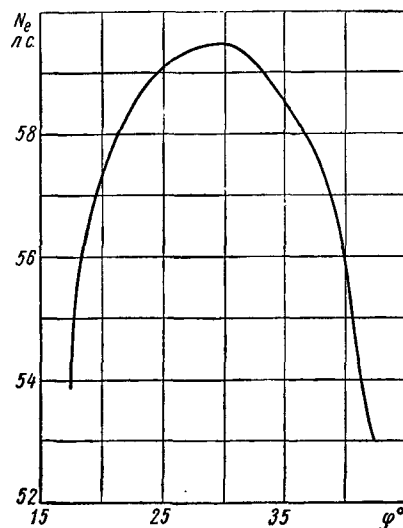
Скорость распространения фронта пламени газо-воздушной смеси как в бомбе, так и в цилиндрах двигателя, меньше, чем у рабочих смесей жидких топлив. Следствием этого являются повышенные тепловые потери газовых двигателей во время процессов сгорания и расширения. Для уменьшения этих потерь увеличивают степень сжатия и стремятся создать для газовых двигателей компактные камеры сжатия, а также установить на этих двигателях оптимальный угол опережения зажигания.

Зависимость мощности газового двигателя Г-58 от угла φ опережения зажигания дана на фиг. 83 (топливо — газ из древесного угля). Оптимальный угол опережения зажигания при работе на газе из древесного угля составляет 30° до в. м. т., а при работе на газе из торфобрикетов 33° до в. м. т. Эти углы опережения зажигания являются наиболее выгодными для нормального скоростного режима работы двигателя Г-58 ($n = 1400$ об/мин). Увеличение оптимального угла опережения зажигания при работе двигателя на газе из торфобрикетов объясняется пониженным содержанием водорода и меньшей теплотворностью этого газа по сравнению с газом из древесного угля.

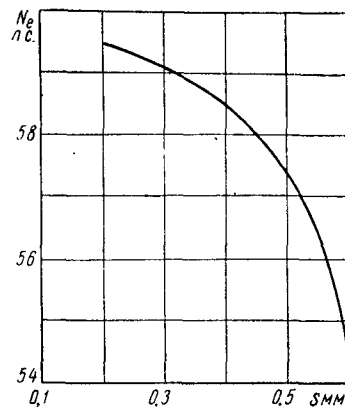
Влияние величины зазоров s между электродами свечей зажигания на мощность газового двигателя Г-58 показано на фиг. 84

(свечи ТС-4). При зазорах между электродами 0,6 мм свечи работали неудовлетворительно. При малых зазорах (0,2—0,3 мм) происходит быстрое загрязнение свечей и затрудняется пуск двигателя.

Поэтому указанный зазор устанавливают в зависимости от степени сжатия в пределах 0,4—0,5 мм.



Фиг. 83. Зависимость мощности N_e газоподогревателя Г-58 от угла φ опережения зажигания.



Фиг. 84. Зависимость мощности N_e газоподогревателя Г-58 от зазора s между электродами свечей.

Механический к. п. д. представляет собой отношение эффективной мощности к индикаторной:

$$\eta_m = \frac{N_e}{N_i},$$

где $N_e = N_i - N_{тр}$.

Следовательно, для увеличения механического к. п. д. необходимо стремиться к уменьшению мощности $N_{тр}$, расходуемой на трение.

КОНСТРУКЦИИ ГАЗОВЫХ ДВИГАТЕЛЕЙ

При переводе тракторных двигателей на генераторный газ обычно ставятся следующие условия:

- 1) сохранение основных конструктивных параметров двигателя;
- 2) обеспечение заданной мощности газоподогревателя без применения наддува;
- 3) максимальное использование узлов и деталей двигателя;
- 4) обеспечение надежного и легкого пуска двигателя.

Если перевести карбюраторный двигатель на генераторный газ без каких-либо переделок, только установив смеситель вместо карбюратора, то потеря мощности этого двигателя будет составлять 40—50%. Поэтому для увеличения мощности двигателя при переводе его с жидкого топлива на генераторный газ вводят ряд изменений, а именно: увеличивают степень сжатия, устраняют подогрев

горючей смеси, увеличивают проходные сечения для горючей смеси и др. При переводе двигателя с воспламенением от сжатия на генераторный газ уменьшают степень сжатия.

В табл. 36 приведены данные о среднем эффективном давлении в тракторных газовых двигателях на газе из разных твердых топлив.

Таблица 36

Среднее эффективное давление в тракторных двигателях на генераторном газе из разных твердых топлив

Трактор	Двигатель	Топливо	Диаметр цилиндра в мм	Ход поршня в мм	Литраж двигателя в л	Число оборотов в минуту	Степень сжатия	Среднее эффективное давление в кг/см²
ЧТЗ СГ-65	МГ-17	Березовые древесные чурки	155	205	15,5	870	7,8	4,3
ХТЗ-Т2Г	Д 2Г	То же	125	152	7,46	1250	8,5	4,3
Г58-У	СХТЗ-1Г	"	115	152	6,32	1050	6,5	3,8
ГБ-58	Г-58	"	125	152	7,46	1400	8,5	4,48
ГБ-58	Г-58	Торфобриккет	125	152	7,46	1400	8,5	4,48
ГБ-58	Г-58	Антрацит	125	152	7,46	1400	8,5	4,4
ГБ-58	Г-58	13 × 25 мм (A ^c = 7,5%)	125	152	7,46	1400	8,5	4,74
ГБ-58	Г-58	Полукокс	125	152	7,46	1400	8,5	4,74
ГБ-58	Г-58	10 × 40 мм	125	152	7,46	1400	8,5	4,83
КТ-12	ЗИС-21А	Древесный уголь	101,6	114,3	5,55	1800	7,0	3,24
		Березовые древесные чурки	101,6	114,3	5,55	1800	7,0	3,24

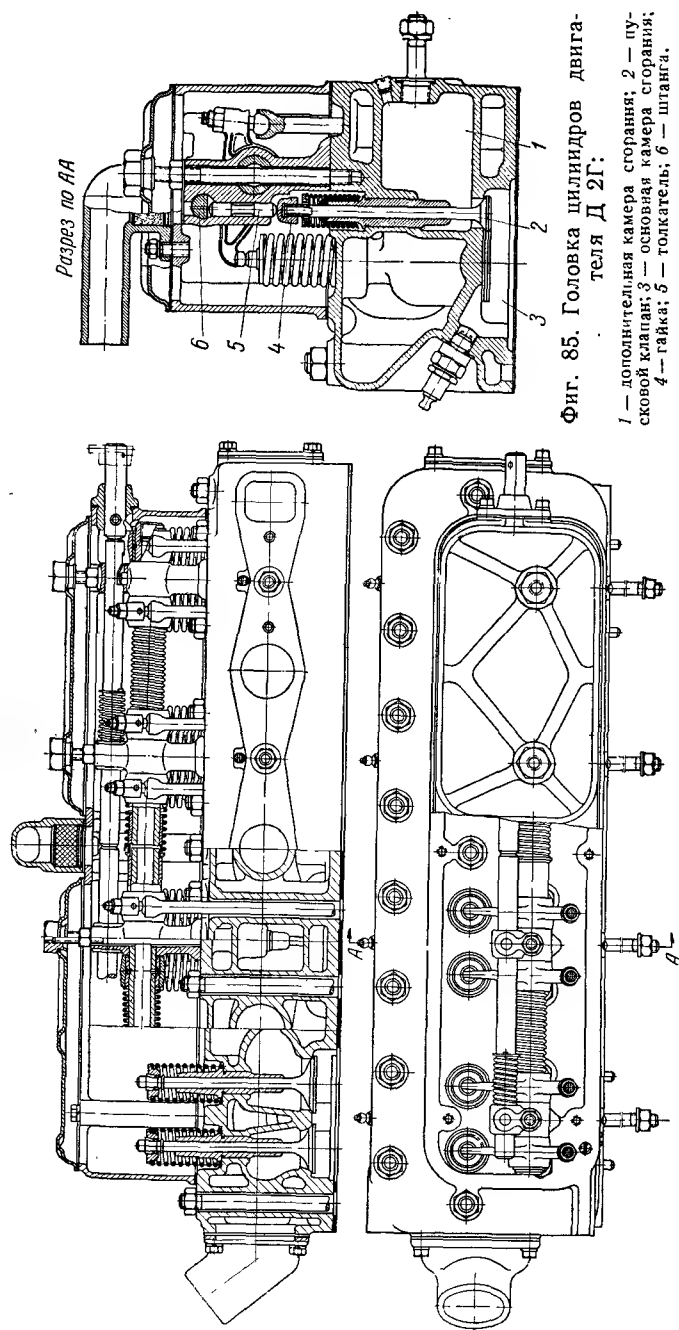
Двигатель Д 2Г

Газовый двигатель Д 2Г применялся на тракторах ХТЗ-Т2Г. Он построен на базе керосинового двигателя 1 МА, трактора СХТЗ-НАТИ. Основным топливом для двигателя Д 2Г служит генераторный газ, получаемый при газификации древесных чурок; пуск двигателя производят на бензине.

Двигатель Д 2Г имеет такой же литраж (7,46 л), что и двигатель 1 МА; блок цилиндров у этих двигателей также одинаковый.

При переводе двигателя 1 МА на генераторный газ в него вносят следующие основные изменения: устанавливают новую головку цилиндров, делают раздельными впускной и выпускной трубопроводы, устанавливают для пуска двигателя на бензине карбюратор типа ГАЗ или М-1, стандартные свечи заменяют на «холодные» и вводят механизм управления пусковыми клапанами.

Головка цилиндров двигателя Д 2Г (фиг. 85), отлитая из серого чугуна, является общей для четырех цилиндров. В нижней части



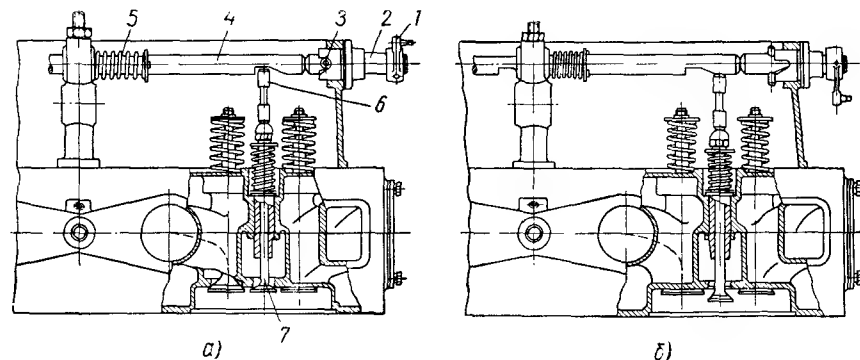
Фиг. 85. Головка цилиндров двигателя Д 2Г:

1 — дополнительная камера сгорания; 2 — пусковой клапан; 3 — основная камера сгорания; 4 — гайка; 5 — толкатель; 6 — штанга.

головки расположены четыре обработанные основные камеры 3 сгорания.

Кроме основных камер сгорания, в головке имеются еще четыре дополнительные камеры 1. Во время работы двигателя на газе дополнительные камеры закрыты пусковыми клапанами 2 и не участвуют в работе.

При пуске двигателя на бензине пусковые клапаны открываются посредством переводного механизма, и пространство дополнительных камер сообщается с пространством основных камер сгорания. При этом степень сжатия снижается с 8,5 до 4,5, что облегчает провора-



Фиг. 86. Положения пускового клапана при работе двигателя Д 2Г:

а — на газе; б — на бензине; 1 — рычаг валика; 2 — валик храповика; 3 — палец; 4 — штанга; 5 — пружина; 6 — толкатель; 7 — пусковой клапан.

чивание двигателя при пуске и дает возможность работать на бензине во время разжига топлива в газогенераторе.

Пусковые клапаны движутся в направляющих втулках, запрессованных в головку цилиндров. Чтобы избежать прорыва газов, а также попадания масла в дополнительные камеры, между направляющей втулкой и стержнем клапана установлен войлочный сальник. На сальник нажимает штампованный стаканчик, на который опирается пружина пускового клапана.

На конец стержня клапана навинчена гайка 4, которая воспринимает усилие толкателя 5 при опускании клапана и одновременно служит для регулировки зазора между толкателем и пусковым клапаном.

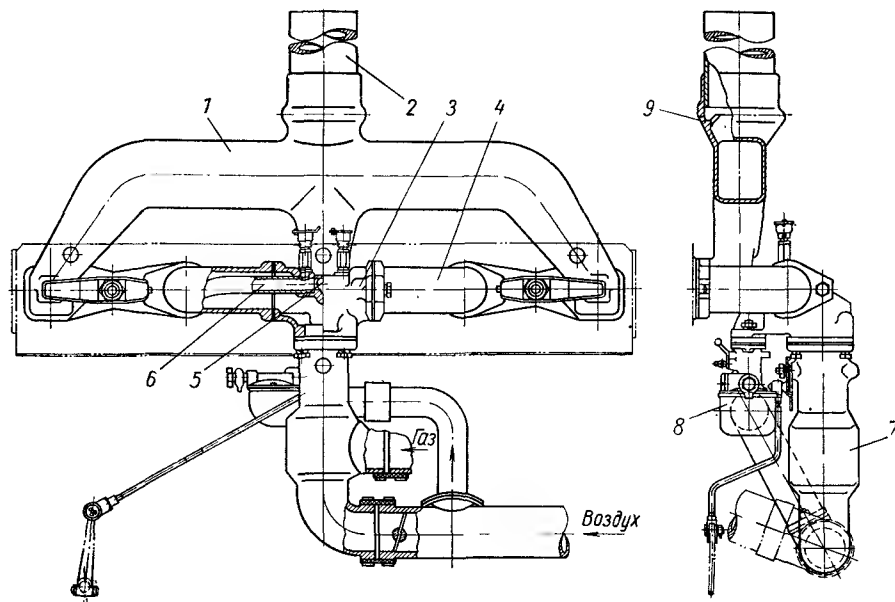
Открытие пусковых клапанов производится при помощи двух штанг 6 пускового механизма, которые проходят через горизонтальные сверления в приливах стоек валиков коромысел.

Каждая штанга 4 (фиг. 86) имеет по две косые прорези соответственно числу толкателей, находящихся под нею; декомпрессия достигается открытием пусковых клапанов поворотом рычага 1 вниз. При этом поворачивается валик храповика 2. Палец 3 скользит по винтовым поверхностям, вследствие чего валик 2 передвигается влево (внутрь колпака головки) и перемещает заднюю штангу 4, которая в свою очередь толкает переднюю штангу.

При движении штанги влево сжимаются пружины 5 и скошенными прорезами нажимают через толкатели 6 на пусковые клапаны 7, открывая их.

При повороте рычага 1 вверх штанги 4 под действием пружин 5 возвращаются в первоначальное положение; пусковые клапаны при этом закрываются.

Чтобы получить надежное закрытие клапанов, между толкателями и прорезью в штанге должен быть зазор, измеряемый между гай-



Фиг. 87. Впускной и выпускной трубопроводы в сборе:

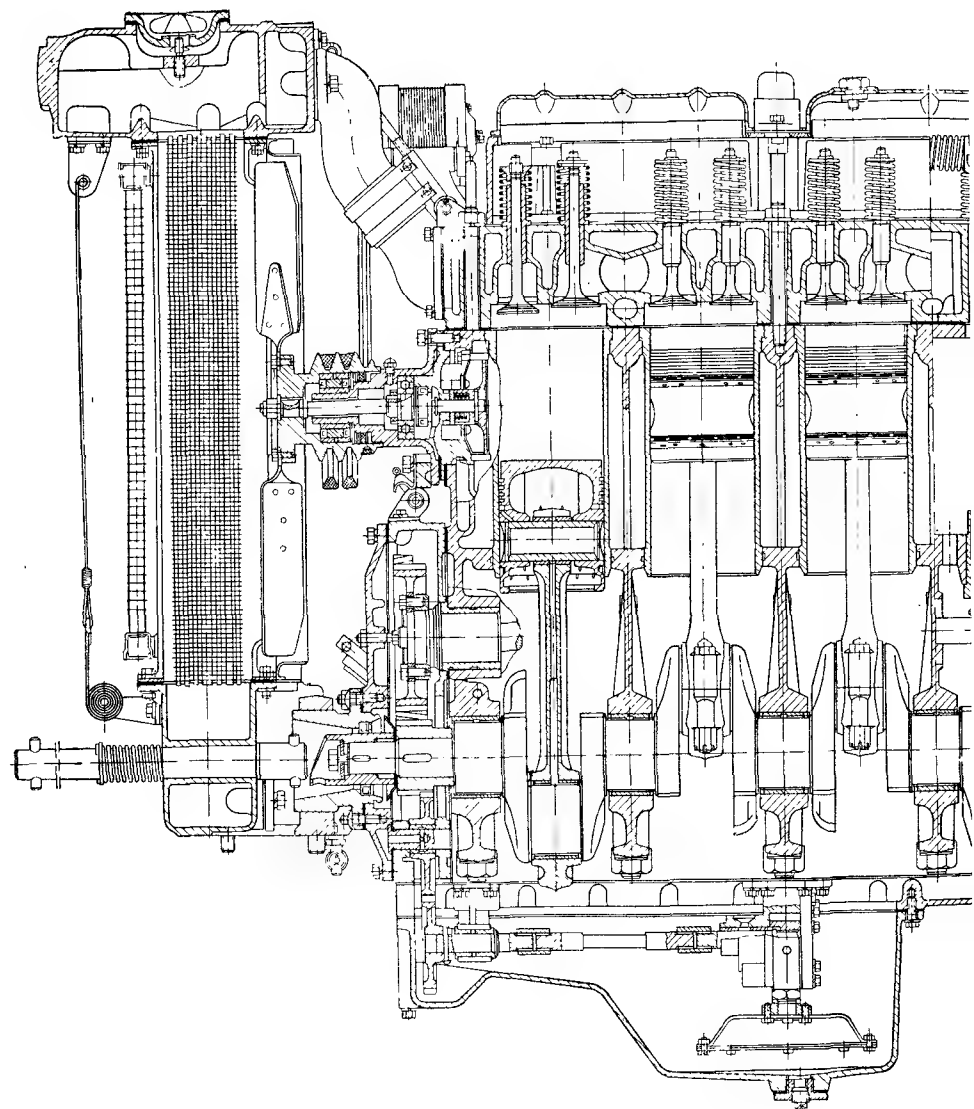
1 — впускной трубопровод; 2 — выпускная труба; 3 — средняя часть впускного трубопровода; 4 — колено впускного трубопровода; 5 — соединительное отверстие; 6 — трубка бензино-воздушной смеси; 7 — смеситель; 8 — пусковой карбюратор; 9 — спускное отверстие.

кой 4 и толкателем 5 (фиг. 85). Зазор между толкателем 5 и гайкой 4 клапана должен быть 1—1,5 мм.

Впускной трубопровод двигателя Д 2Г (фиг. 87) состоит из трех частей: средней части 3 и двух колен 4. К нижнему прямоугольному фланцу средней части прикреплен смеситель 7 газа с воздухом.

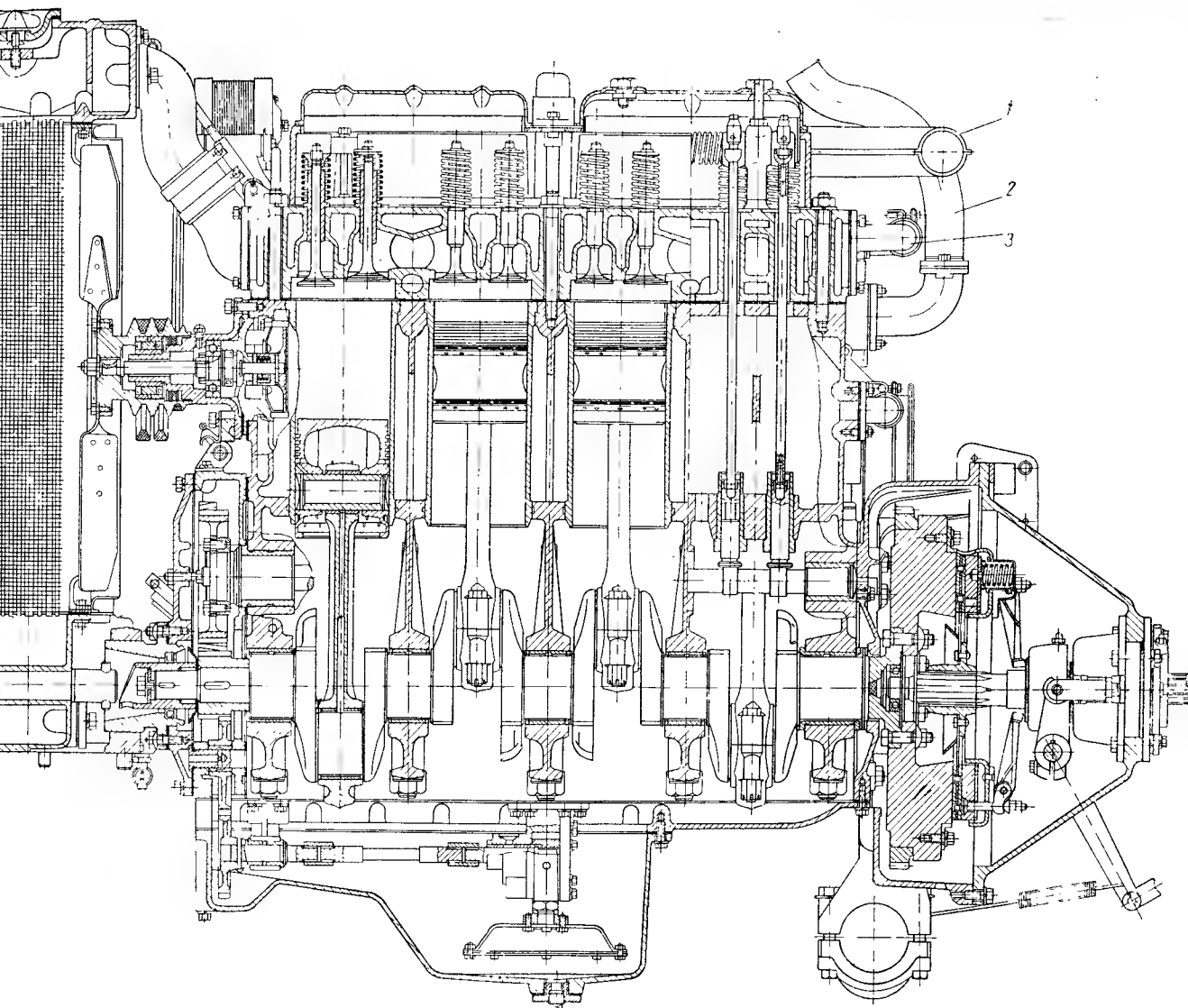
Нижний овальный фланец средней части впускного трубопровода предназначен для присоединения пускового карбюратора 8. В качестве пускового карбюратора для газового двигателя использовали карбюраторы автомобилей ГАЗ или М-1.

В корпусе смесителя (фиг. 88) находится дроссельная заслонка 1, предназначенная для регулировки количества поступающей в двигатель горючей смеси. Заслонка при нормальных оборотах вала ($n = 1250$ об/мин) устанавливается регулятором, а при пониженных — рычагом у сиденья водителя. Для этого на конец валика дроссель-



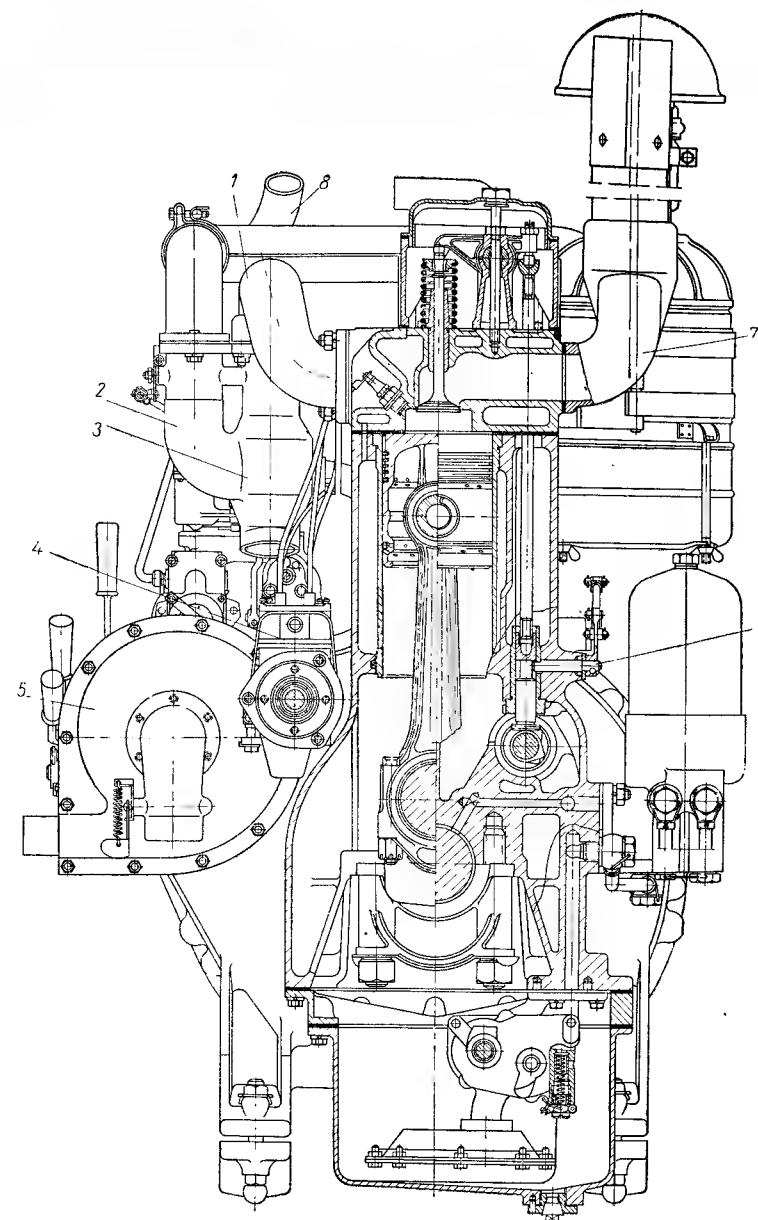
Фиг. 89. Продольный разрез двигателя

1 — труба подвода воздуха к смесителю; 2 — выпускная труба пускового двигателя; 3 —



Фиг. 89. Продольный разрез двигателя Г-58:

1 — труба подвода воздуха к смесителю; 2 — выпускная труба пускового двигателя; 3 — водяные патрубки пускового двигателя.

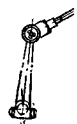
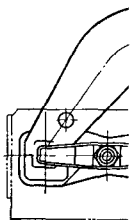


Фиг. 90. Поперечный разрез двигателя Г-58:

1 — впускной трубопровод; 2 — патрубок подвода воздуха в смеситель; 3 — смеситель; 4 — магнето; 5 — вентилятор разжигания топлива; 6 — механизм декомпрессора; 7 — выпускной трубопровод; 8 — выпускная труба пускового двигателя.

При д
ными про
открывая

При п
возвраща
этом закр
Чтобы
и прорезь



1 — выпускной
вода; 4 — кол
воздуш

кой 4 и то
клапана д
Впуск
частей: ср
фланцу с
Нижни

вода пред
В качеств
зовали ка

В корп
предназна
тель горю
=1250 об/
рычагом у

ной заслонки надет двуплечий рычаг, соединяемый шаровым шарниром с тягой 3 регулятора. Между двуплечим рычагом и приливом корпуса свободно надет рычаг 2 ручной регулировки открытия дроссельной заслонки.

При повороте вправо рычаг 2 упирается в отогнутый нижний конец двуплечего рычага: при этом дроссельная заслонка прикрывается. При повороте влево рычаг отходит от загнутого конца двуплечего рычага, и дроссельная заслонка смесителя управляется регулятором.

При пуске и работе двигателя на бензине дроссельную заслонку смесителя закрывают и бензино-воздушная смесь, образовавшаяся в карбюраторе, поступает через соединительное отверстие 5 и по трубкам 6 (фиг. 87) во впускные каналы головки цилиндров.

При работе двигателя на газе дроссельную заслонку пускового карбюратора закрывают и газо-воздушная смесь поступает из смесителя в двигатель по коленам 4 (фиг. 87).

Нижний боковой патрубок 4 (фиг. 88) смесителя соединен дюритовым шлангом с трубой 5 подвода воздуха, соединенной переходной трубой с воздухоочистителем.

В верхний боковой патрубок смесителя подводится генераторный газ из фильтра.

В выпускном трубопроводе 1 (фиг. 87) предусмотрено отверстие 9 для спуска дождевой воды.

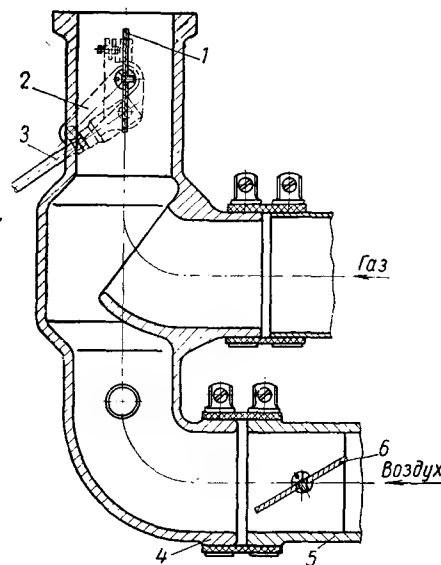
Поступление газо-воздушной и бензино-воздушной горючей смеси во впускные каналы двигателя ясно из фиг. 86.

На газовом двигателе Д 2Г установлено магнето СС-4 или БС-4, угол опережения зажигания равен 40° . Свечи установлены «холодные», зазор между электродами свечей равен 0,5 мм.

Двигатель Г-58

Газовый двигатель Г-58 применяется на тракторах ГБ-58; он построен на базе двигателя Д-54 с воспламенением от сжатия трактора ДТ-54. Двигатель Г-58 имеет, как и двигатель Д-54, литраж 7,46 л.

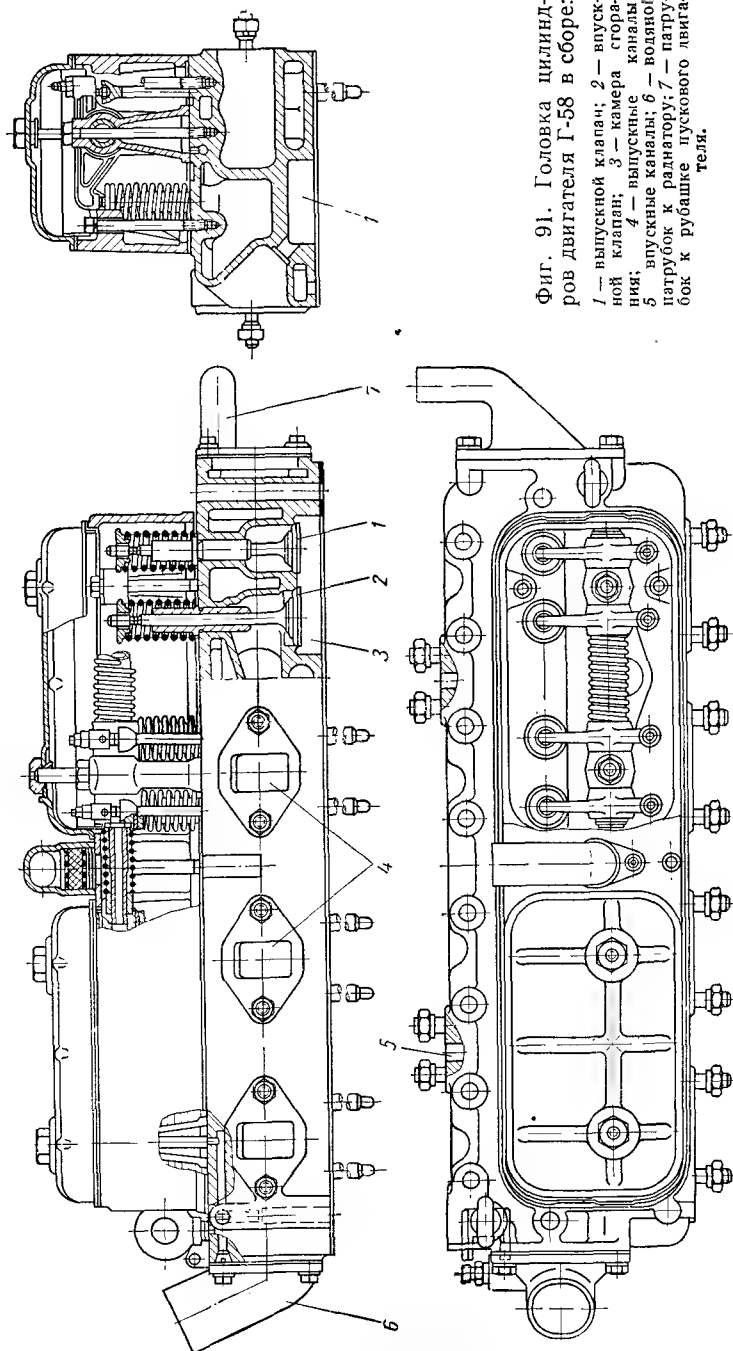
Продольный и поперечный разрезы двигателя Г-58 показаны на фиг. 89 и 90 (см. вклейку).



Фиг. 88. Смеситель:

1 — дроссельная заслонка; 2 — рычаг для соединения с тягой регулятора; 3 — тяга к рычагу ручной регулировки; 4 — нижний патрубок; 5 — труба подвода воздуха; 6 — воздушная заслонка.

Фиг. 91. Головка цилиндров двигателя Г-58 в сборе:
1 — выпускной клапан; 2 — впускной клапан; 3 — камера сгорания; 4 — выпускные каналы; 5 — впускные каналы; 6 — водяной патрубок к радиатору; 7 — патрубок к рубашке пускового двигателя.



Головка цилиндров отличается (фиг. 91) от головки газового двигателя Д 2Г более компактной овальной формой камеры сгорания (фиг. 92). Степень сжатия двигателя равна 8,5.

Для увеличения коэффициента наполнения проходное сечение впускных каналов в головке увеличено до 28 см^2 (двигатель Д 2Г имеет сечение 24 см^2 , а двигатель Д-54— 20 см^2).

Передний и задний торцы головки имеют прямоугольные отверстия; к переднему крепится патрубок для отвода воды из водяной рубашки в радиатор, а к заднему — патрубок, соединяющий водяную рубашку головки цилиндров газового двигателя с водяной рубашкой пускового двигателя.

На боковой стенке головки с левой стороны сделаны литые карманы с резьбовыми отверстиями диаметром 18 мм, в которые ввернуты свечи зажигания.

Высота головки двигателя Г-58 по сравнению с головкой двигателя Д-54 увеличена, а поэтому штанги толкателей удлинены.

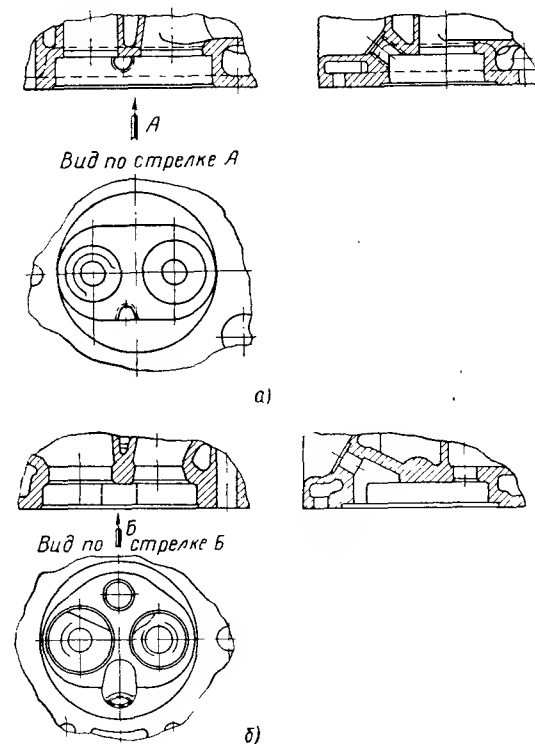
На газовом двигателе установлены чугунные поршни с плоским днищем; компрессионных колец четыре, масляных два. В остальном кривошипно-шатунный механизм оставлен без изменения.

Для уменьшения подогрева горючей смеси впускной и выпускной трубопроводы расположены с двух сторон двигателя.

Впускной трубопровод соединен попарно с впускными каналами первого и второго, третьего и четвертого цилиндров. Выпускной трубопровод выполнен с четырьмя патрубками.

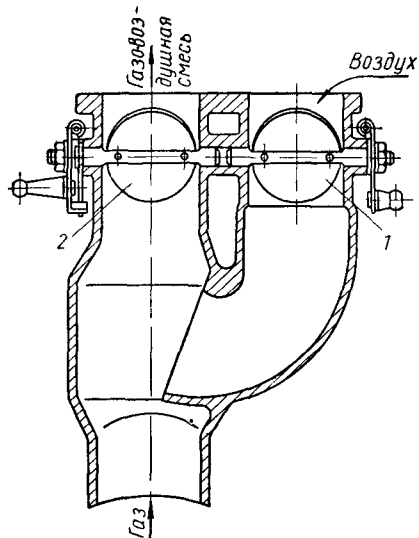
Для получения тока высокого напряжения на двигателе установлено магнето М-18. Свечи зажигания марки НМ12-14АГ.

Для облегчения пуска газового двигателя и разжига топлива в газогенераторе на газовом двигателе сохранен пусковой двигатель ПД-10. Вентилятор разжига присоединен к редуктору пускового двигателя.



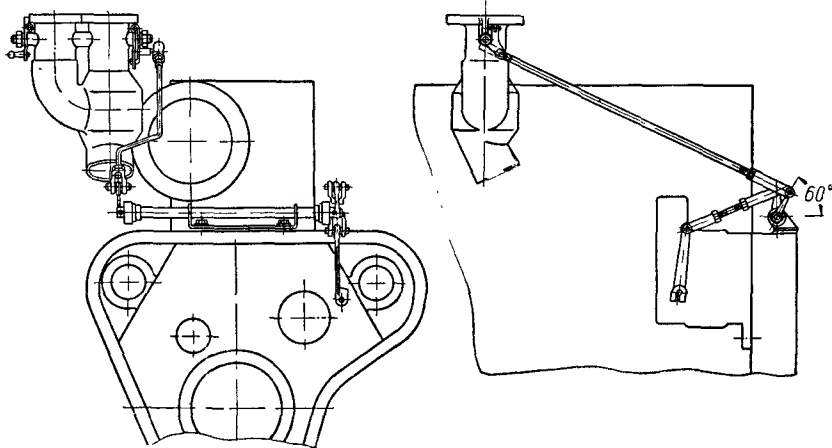
Фиг. 92. Камеры сгорания:
а — двигателя Г-58; б — двигателя Д 2Г.

В связи с введением привода магнето и регулятора картер распределительных шестерен и крышка картера заменены новыми. Кроме того, введены шестерни привода регулятора и привода магнето.



Фиг. 93. Смеситель двигателя Г-58:
1 — воздушная заслонка; 2 — дроссельная заслонка.

В смесителе (фиг. 93) предусмотрена количественная и качественная регулировка газо-воздушной смеси.



Фиг. 94. Привод дроссельной заслонки от регулятора двигателя Г-58.

Управление заслонками смесителя осуществляется из кабины тракториста; заслонка для количественной регулировки газо-воздушной смеси связана также с регулятором (фиг. 94).

Для установки магнето использован кронштейн, прикрепленный к картеру распределительных шестерен. Магнето соединено с приводной шестерней при помощи муфты.

С правой стороны газового двигателя установлен впускной трубопровод, к фланцу которого крепится смеситель.

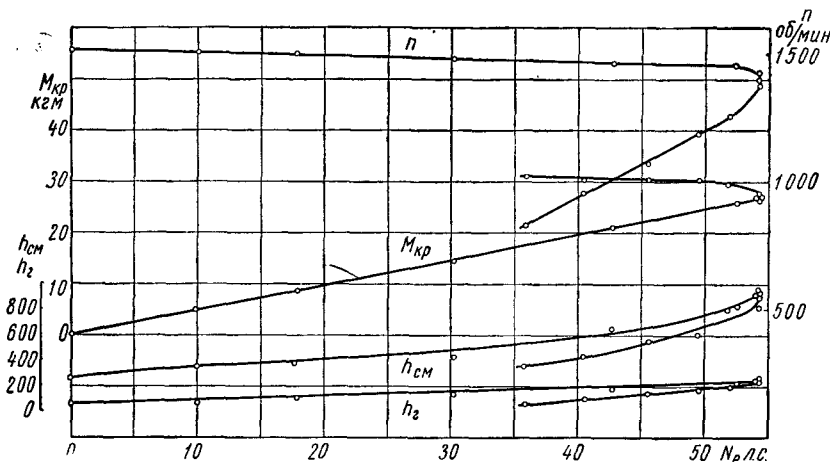
С левой стороны газового двигателя установлен выпускной трубопровод и регулятор числа оборотов.

Диаметр приводного шкива генератора Г 30-А2, устанавливаемого на газогенераторном тракторе, изменен в связи с увеличением числа оборотов вала двигателя Г-58 до 1400 в минуту.

В пусковом двигателе изменена только выпускная труба. Последняя в отличие от двигателя Д-54 имеет прямой выход наружу через верхнюю крышку капота, так как в газовом двигателе нет необходимости подогревать смесь при пуске.

Расход пускового бензина на один пуск двигателя составляет 0,4—0,6 кг, на 1 час работы трактора — 0,12—0,18 кг.

Испытания газового двигателя Г-58 показали, что он обеспечивает мощность $N_e = 50$ л. с. на газе из твердого топлива двух видов (древесные чурки и торфобрикеты) при числе оборотов вала 1400



Фиг. 95. Регуляторная характеристика двигателя Г-58 при работе на газе из древесных чурок:

N_e — мощность двигателя; M_{kp} — крутящий момент; h_2 — разрежение после газогенератора; h_{cm} — разрежение перед смесителем газа.

в минуту. На древесном угле мощность двигателя получается значительно выше ($N_e = 57 \div 59$ л. с.), что можно объяснить высокой теплотворностью генераторного газа, получаемого из этого топлива.

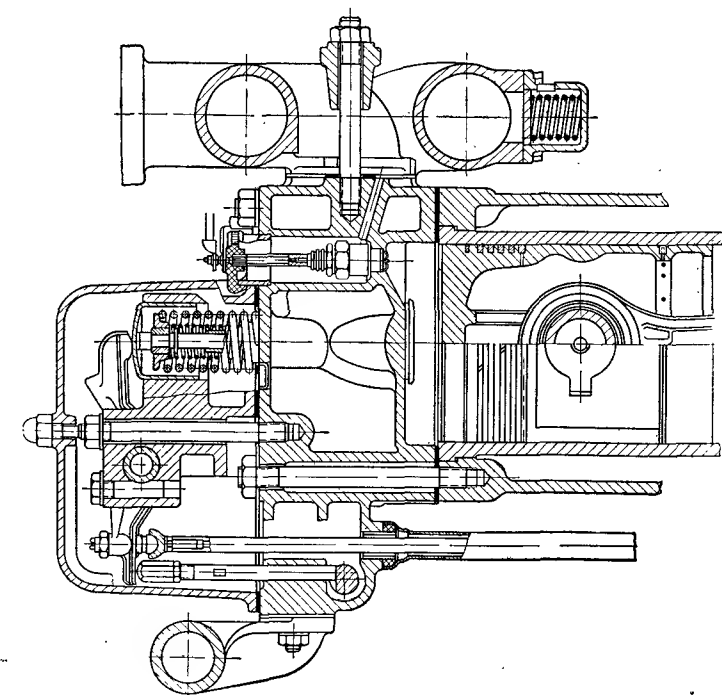
На фиг. 95 изображена регуляторная характеристика двигателя Г-58 при работе на газе из березовых чурок влажностью $W^p = 17\%$.

Оптимальный угол опережения зажигания двигателя Г-58 при работе со свечами АС-180 был установлен в пределах $28-30^\circ$ до в. м. т.; для двигателя Д 2Г угол опережения составлял $37-40^\circ$ до в. м. т. при тех же свечах. Это свидетельствует о преимуществе выбранной камеры сгорания для двигателя Г-58 (требуется меньше времени для сгорания газо-воздушной смеси в двигателе Г-58, что уменьшает тепловые потери).

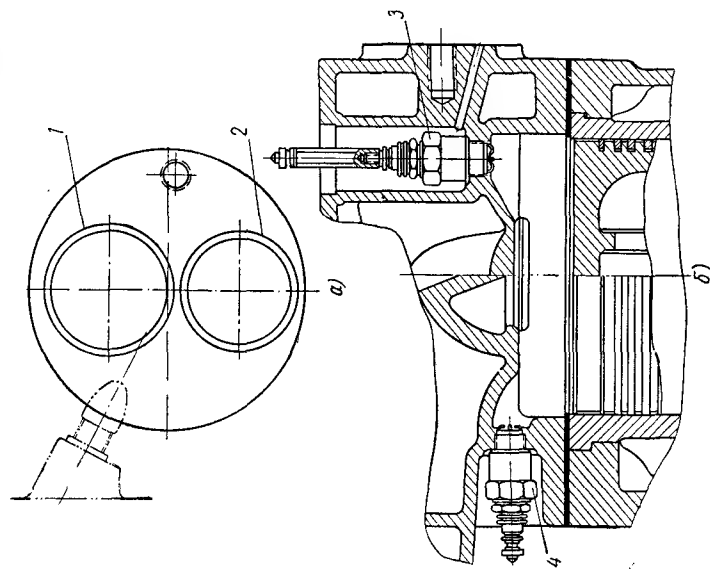
Двигатель МГ-17

Газовый двигатель МГ-17, установленный на тракторе ЧТЗ СГ-65, построен на базе двигателя М-17 с воспламенением от сжатия трактора ЧТЗ С-65.

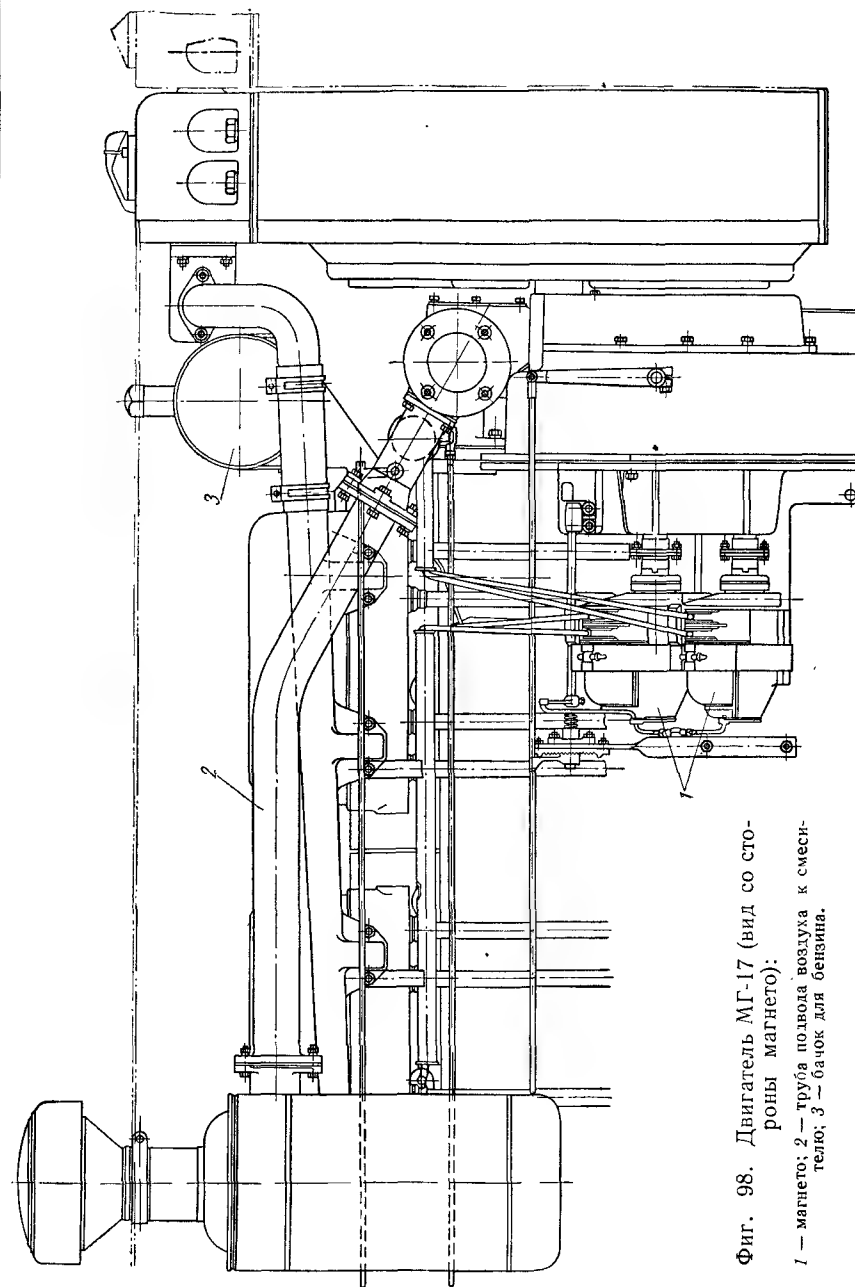
Для увеличения мощности двигателя МГ-17 диаметр цилиндров увеличен на 10 мм по сравнению с двигателем М-17. Литраж двига-



Фиг. 96. Поперечный разрез двигателя МГ-17.



Фиг. 97. Камера сгорания двигателя МГ-17:
а — схема расположения клапанов; б — разрез камеры сгорания; 1 — впускной клапан; 2 — выпускной клапан; 3 — вертикально расположенная свеча; 4 — горизонтально расположенная свеча.

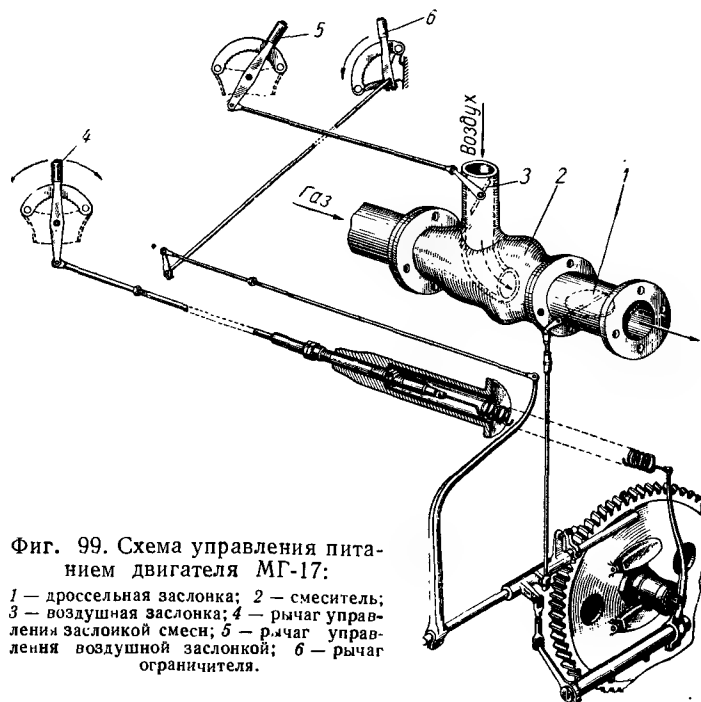


Фиг. 98. Двигатель МГ-17 (вид со стороны магнето):
1 — магнето; 2 — труба подвода воздуха к смесителю; 3 — бак для бензина.

теля МГ-17 при этом увеличился до 15,5 л (у двигателя М-17 литраж 13,5 л).

Головка цилиндров (фиг. 96) выполнена для степени сжатия $\epsilon = 7,8$ и имеет два отверстия для свечей. Применение двойного зажигания (фиг. 97) позволяет увеличить мощность двигателя на 5—6 л. с.

На двигателе установлены два магнето БС-4, которые работают синхронно (фиг. 98).



Фиг. 99. Схема управления питанием двигателя МГ-17:

1 — дроссельная заслонка; 2 — смеситель; 3 — воздушная заслонка; 4 — рычаг управления заслонкой смеси; 5 — рычаг управления воздушной заслонкой; 6 — рычаг ограничителя.

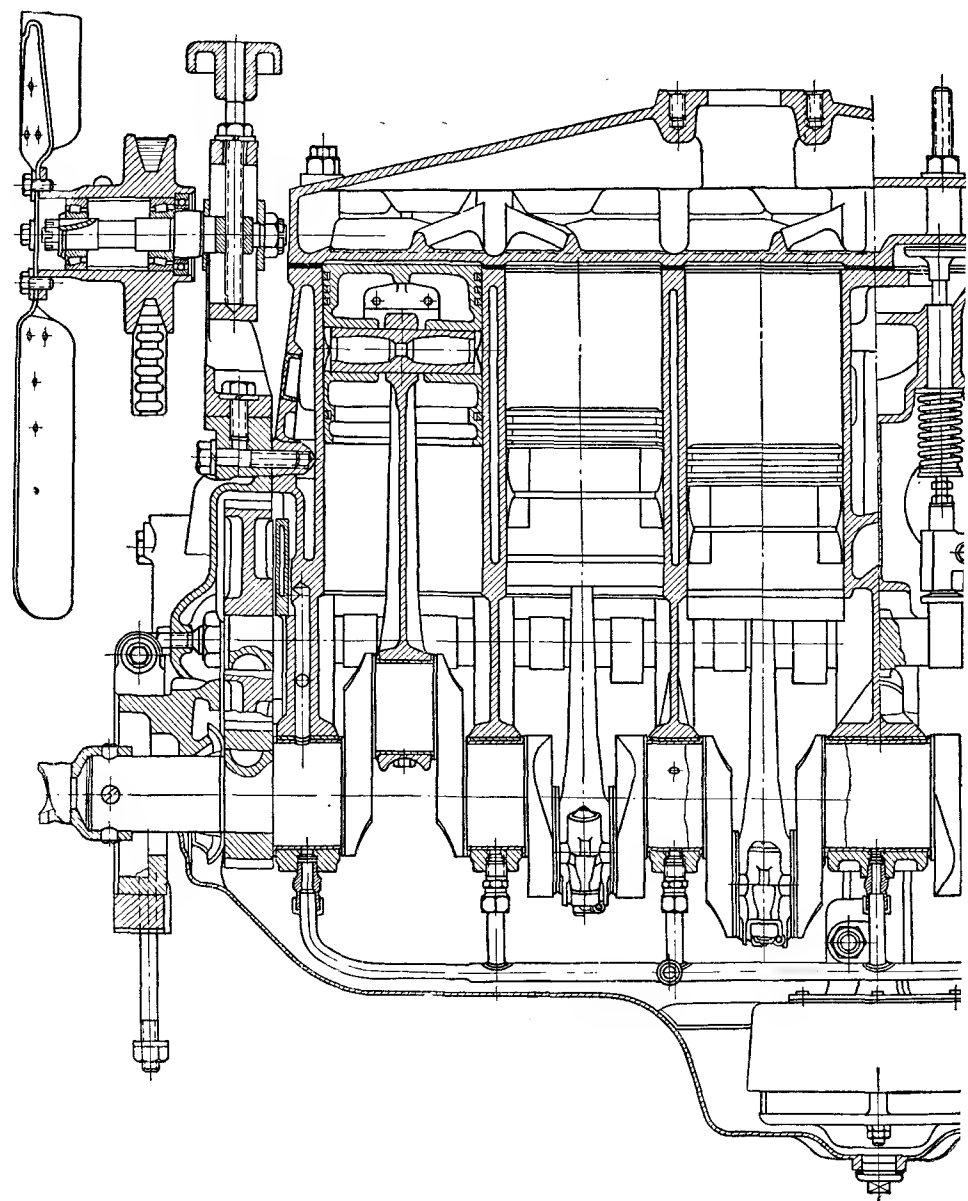
Для улучшения наполнения цилиндров двигателя диаметр впускного клапана увеличен с 59 до 68 мм, а подъем клапана — с 14,6 до 17 мм.

Диаметр выпускного клапана увеличен с 52 до 59 мм. Скорость газо-воздушной смеси в проходном сечении впускного клапана составляет около 30 м/сек, а скорость отработавших газов 40 м/сек.

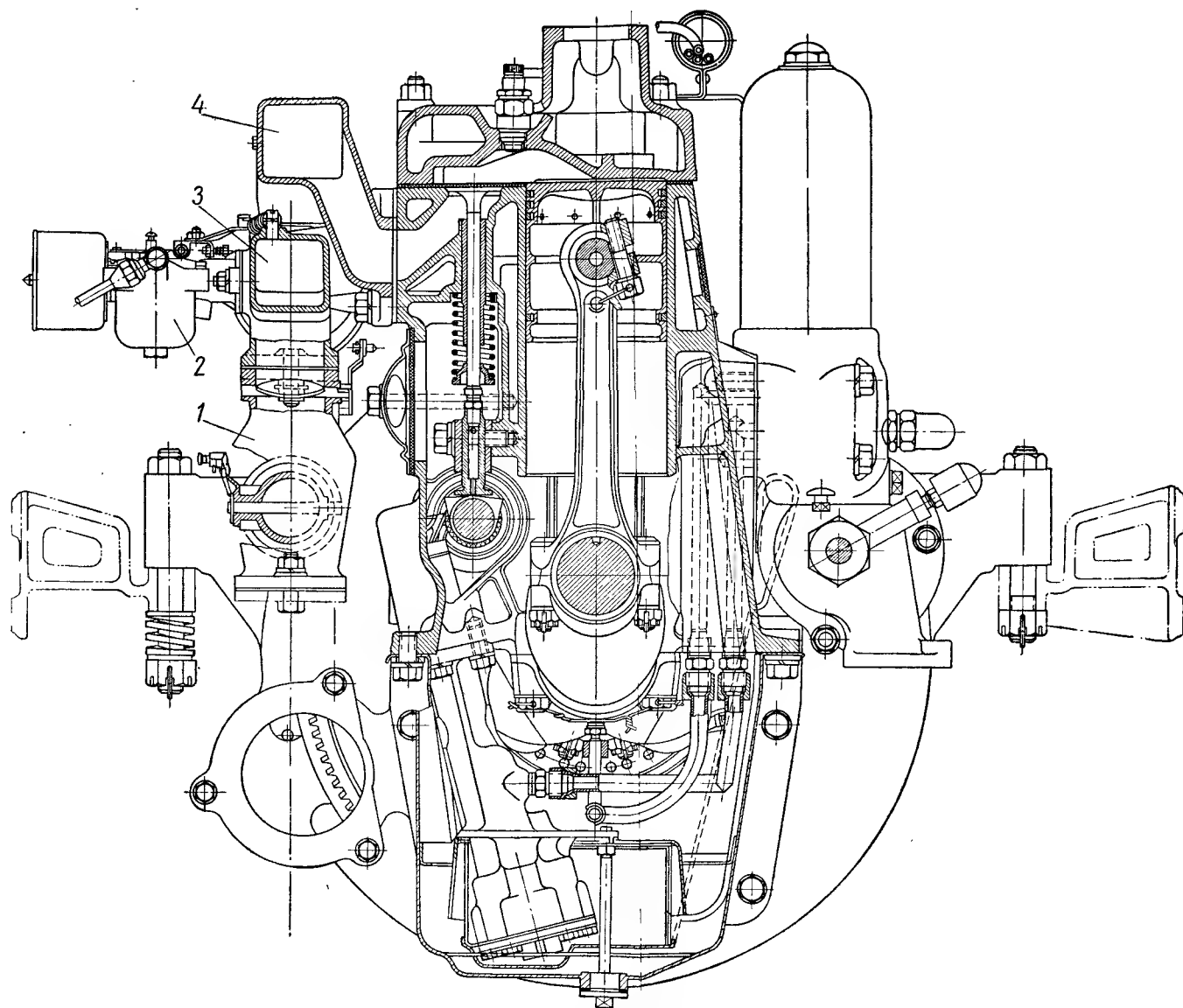
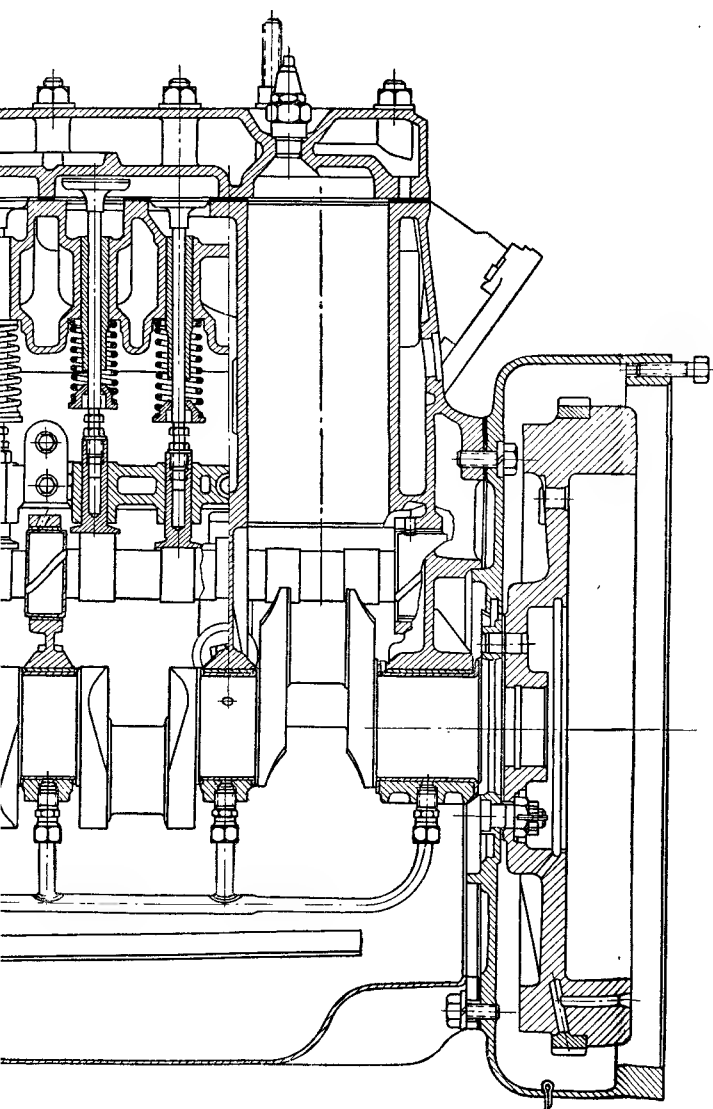
Впускные и выпускные каналы в головке увеличены в соответствии с увеличением размеров клапанов.

Поршень двигателя МГ-17 имеет плоское днище, четыре компрессионных кольца и одно маслосъемное.

Смеситель газа с воздухом (фиг. 99) установлен на корпусе регулятора. Рычаги управления находятся в кабине тракториста. Число оборотов вала двигателя, ограничиваемое регулятором, $n = 870$ об/мин; мощность двигателя при этих оборотах $N_e = 65$ л. с.



Фиг. 100. Продольный разрез дв



ЗИС-21А.

Фиг. 101. Поперечный разрез двигателя ЗИС-21А:

1 — смеситель; 2 — пусковой карбюратор; 3 — впускной трубопровод; 4 — выпускной трубопровод.

Пуск двигателя МГ-17 и разжиг топлива в газогенераторе осуществляют при помощи пускового двигателя В-20. При разжиге топлива в газогенераторе пусковой двигатель В-20 вращает вал газового двигателя МГ-17; вследствие разрежения в цилиндрах газ просасывается через всю газогенераторную установку.

Выпускная труба пускового двигателя В-20 выведена от выпускного трубопровода вверх.

Двигатель ЗИС-21А

Газовый двигатель ЗИС-21А, устанавливаемый на тракторе КТ-12, построен на базе карбюраторного двигателя ЗИС-5.

Продольный и поперечный разрезы двигателя ЗИС-21А показаны на фиг. 100 и 101 (см. вклейку).

Степень сжатия двигателя увеличена с 4,7—5,3 до 7.

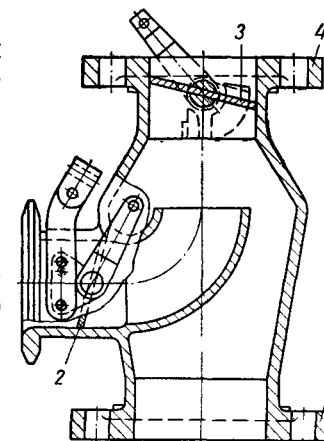
Для увеличения коэффициента наполнения цилиндров двигателя впускной трубопровод выполнен отдельно от выпускного, при этом увеличено сечение впускного трубопровода до 42×42 мм (у двигателя ЗИС-5 оно равно $36,5 \times 36,5$ мм).

На впускном трубопроводе крепятся смеситель (фиг. 102) и пусковой карбюратор К-12.

Зажигание осуществлено от аккумуляторной 12-вольтовой батареи. Свечи зажигания употребляются марки М12-8.

Мощность двигателя при $n = 1800$ об/мин $N_e = 36$ л. с.; при $n = 2300$ об/мин, $N_e = 45$ л. с.

Пуск двигателя ЗИС-21А осуществляется на газе при помощи стартера; можно также пустить двигатель и на бензине с последующим переводом на генераторный газ.



Фиг. 102. Смеситель двигателя ЗИС-21А:

1 — фланец крепления газовой турбины; 2 — воздушная заслонка; 3 — дроссельная заслонка газо-воздушной смеси; 4 — фланец крепления смесителя к впускному трубопроводу.

ГАЗОГЕНЕРАТОРНЫЕ ТРАКТОРЫ

ОСНОВНЫЕ ТРЕБОВАНИЯ К КОМПОНОВКЕ ГАЗОГЕНЕРАТОРНОЙ УСТАНОВКИ НА ТРАКТОРЕ

Расположение агрегатов газогенераторной установки на тракторе не должно затруднять работу трактора, не должно загромождать подход к местам смазки и уменьшать видимость для тракториста.

Это обязывает к весьма тщательной компоновке газогенераторной установки на тракторе. Особенно затруднительна компоновка газогенераторных установок на малых колесных тракторах. Для сохранения обзорности прицепных орудий и прицепа крюка при подъезде к сельскохозяйственным орудиям газогенератор на сельскохозяйственных гусеничных и колесных тракторах следует располагать с левой стороны трактора, так как на всех тракторах управление правое.

Центробежные очистители располагают рядом с газогенератором, чтобы избежать охлаждения газа до очистки его в очистителе, так как при выпадении влаги в самом очистителе при охлаждении загрязняется рабочая поверхность пылеотделителя.

Охлаждение газа в охладителе при движении трактора с малой скоростью можно достигнуть только путем интенсивного обдува охладителя воздухом. Для этого охладитель устанавливают перед водяным радиатором.

Расположение фильтра газа зависит от конструкции трактора. На тракторе ХТЗ-Т2Г фильтр расположен на месте керосинового бака, а на ДТ-54 — сзади кабины, так как место перед нею занято пусковым двигателем.

ПРИНЦИПИАЛЬНЫЕ СХЕМЫ РАСПОЛОЖЕНИЯ ГАЗОГЕНЕРАТОРНОЙ УСТАНОВКИ НА ТРАКТОРЕ

Расположение газогенераторной установки на тракторе зависит от назначения трактора.

Существуют три способа размещения газогенераторных установок для снабжения двигателей газом:

1. Раздельное расположение агрегатов газогенераторной установки в местах, удобных для монтажа на тракторе, с учетом указанных выше условий.

2. Монтаж на трактор одного агрегата, в котором собраны все аппараты газогенераторной установки.

3. Монтаж газогенераторной установки на прицепе.

Для тракторов принят первый из перечисленных выше способов размещения газогенераторной установки. Монтаж газогенераторной установки на тракторе в виде целого агрегата очень затруднителен и сильно загромождает трактор. Прицепы с газогенераторными установками для тракторов не применяют, так как они значительно увеличивают радиус поворота тракторов, а кроме того, затрудняют работу тракторов.

На сельскохозяйственных гусеничных тракторах общего назначения газогенераторная установка может быть расположена сзади кабины.

На тракторах, работающих тягачами на вывозке древесины из леса на саях или прицепных тележках, чтобы избежать разбивания аппаратов газогенераторной установки, их не разрешается устанавливать сзади трактора.

На трелевочном тракторе КТ-12 двигатель установлен впереди трактора в кабине. В связи с этим газогенераторная установка расположена сзади кабины в середине трактора.

На колесных тракторах СХТЗ-1Г газогенератор размещался с левой стороны между колес.

На некоторых газогенераторных тракторах газогенератор расположен впереди водяного радиатора. Раздельное размещение, однако, является наиболее удобным.

Недостатком такой компоновки являются только газопроводы большой длины.

КОНСТРУКЦИИ ГАЗОГЕНЕРАТОРНЫХ ТРАКТОРОВ

Трактор ЧТЗ СГ-65

Газогенераторная установка трактора ЧТЗ СГ-65 (фиг. 103) состоит из газогенератора, двух последовательно соединенных центробежных очистителей, четырех пластинчатых очистителей и фильтра газа.

Газогенератор трактора ЧТЗ СГ-65 обратного процесса газификации предназначен для работы на сухих древесных чурках с абсолютной влажностью 22%.

Запас топлива в бункере достаточен для работы на полной мощности непрерывно в течение 1,5 часа.

Газогенератор расположен слева на тракторе (фиг. 104—106) и не выступает назад за сиденье тракториста.

Для уменьшения излучения тепла газогенератор отгорожен от сидения экраном. Температура газа при выходе из газогенератора составляет 350°, а при выходе из камеры газификации 700°.

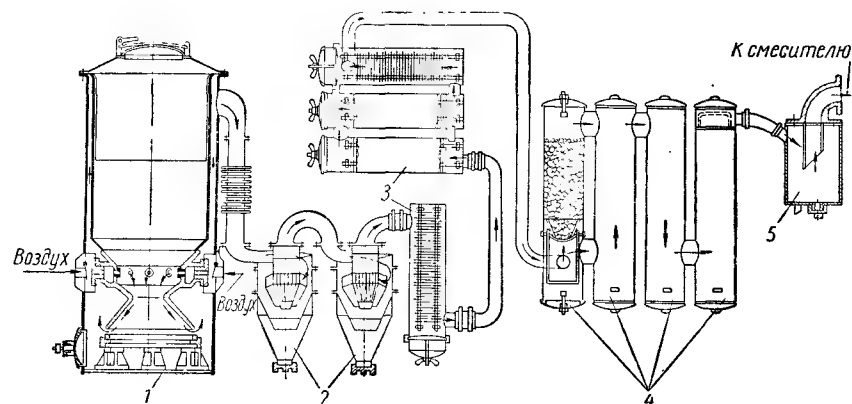
Удаление золы из газогенератора можно производить через

20 час., что облегчает использование трактора в самые напряженные периоды сельскохозяйственных работ.

Два центробежных очистителя 3 (фиг. 104), установленные впереди газогенератора 1, под загрузочной площадкой 2, обеспечивают очистку газа от 65% пыли, поступающей с газом в центробежные очистители.

Уход за центробежными очистителями заключается в высыпании из них собранной пыли через 20 час.

В пластинчатых очистителях 4 газ очищается от мелкой пыли. Отделение пыли от газа усиливается в осенне-зимний период при



Фиг. 103. Схема газогенераторной установки трактора ЧТЗ СГ-65:

1 — газогенератор; 2 — центробежный очиститель; 3 — пластинчатые очистители; 4 — фильтр; 5 — отстойник.

большем охлаждении газа, так как пластинки (диски) при охлаждении газа ниже точки росы, когда начинает выпадать конденсат, становятся влажными, и пыль прилипает к ним.

В фильтре 5 газ проходит через слой металлических колец и движется в первых двух цилиндрах параллельно, а в двух следующих — последовательно.

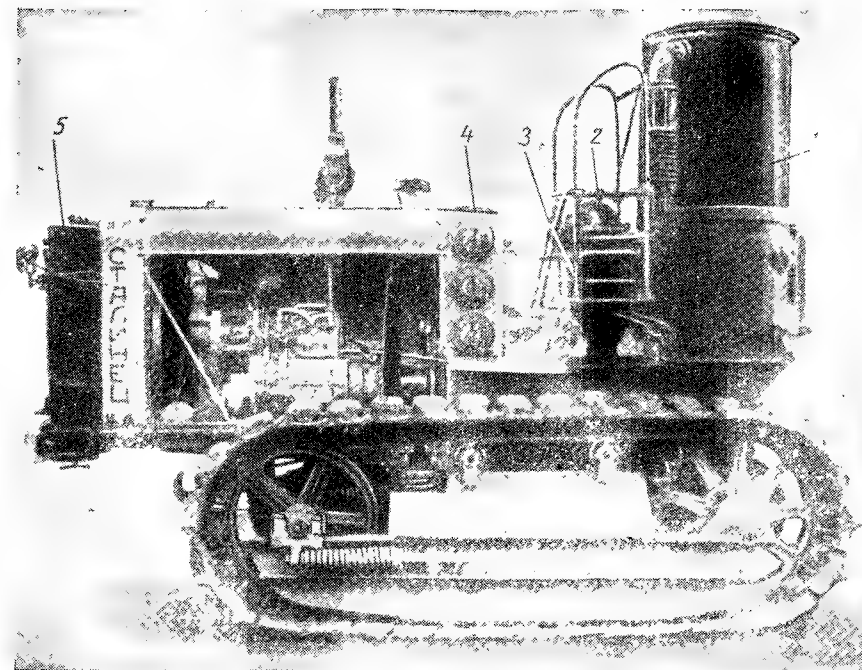
Очистка газа достигается достаточно удовлетворительная, но фильтр (особенно первые две его секции) необходимо очищать довольно часто.

Большое количество люков в аппаратах системы очистки газа увеличивает возможность подсоса воздуха, в связи с чем возрастает необходимость тщательно следить за состоянием люков.

После фильтра газ поступает в отстойник и затем в смеситель газа.

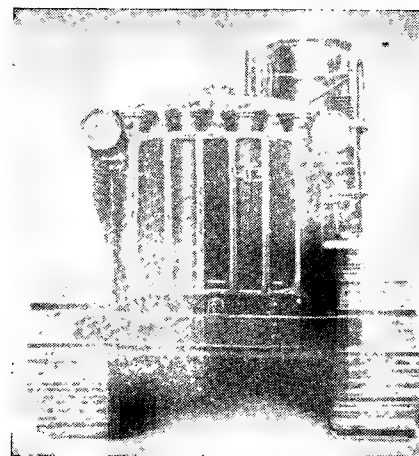
Двигатель МГ-17, переделанный из двигателя М-17 с воспламенением от сжатия, развивал максимальную мощность 65 л. с. при 870 об/мин. Номинальная мощность двигателя, гарантированная заводом, 60 л. с.

Разжиг газогенератора и пуск двигателя на газе осуществлялся

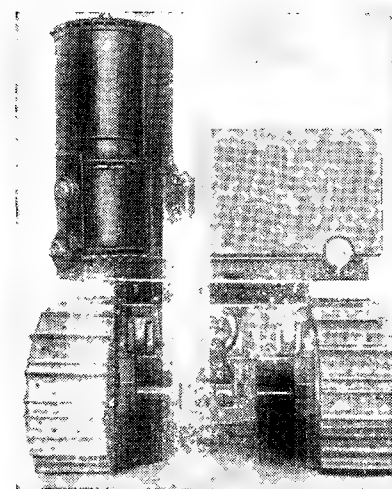


Фиг. 104. Общий вид трактора ЧТЗ СГ-65 сбоку:

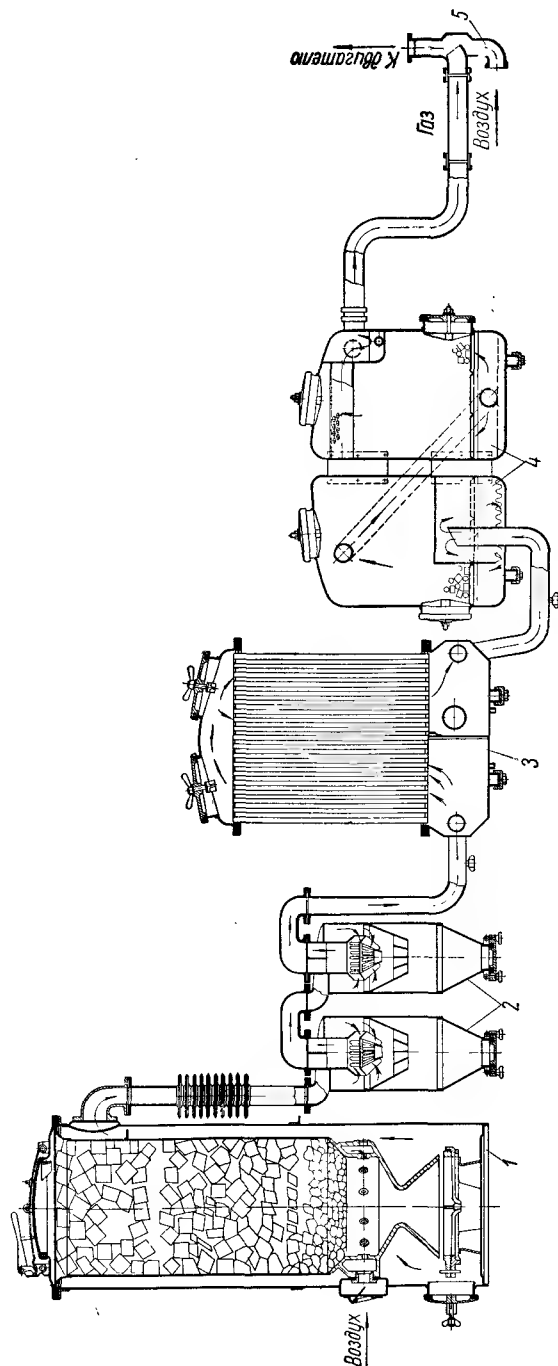
1 — газогенератор; 2 — загрузочная площадка; 3 — центробежный очиститель; 4 — пластинчатые очистители; 5 — фильтр.



Фиг. 105. Общий вид трактора ЧТЗ СГ-65 спереди.



Фиг. 106. Общий вид трактора ЧТЗ СГ-65 сзади.



Фиг. 107. Схема газогенераторной установки трактора ХТЗ-Т2Г:
1 — газогенератор; 2 — центробежный очиститель; 3 — охладитель; 4 — фильтр; 5 — смеситель.

при прокручивании двигателя МГ-17 пусковым двухцилиндровым карбюраторным двигателем.

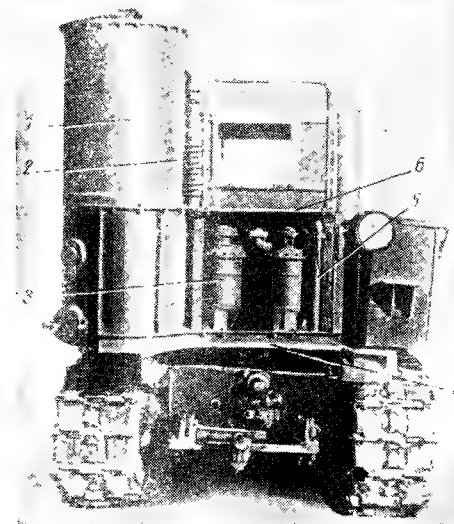
Производительность трактора ЧТЗ СГ-65 за час чистой работы, согласно данным государственных испытаний в Ростовской области в 1938 г., составляла 1,14 га. Расход древесных чурок на 1 га пахоты был равен 52 кг; расход древесных чурок в час 63 кг. Трактор работал в сцепе с двумя четырехкорпусными плугами при глубине вспашки 20—27 см.

Тракторы ЧТЗ СГ-65 с успехом использовали также в лесной промышленности как тягачи для вывозки леса.

Трактор ХТЗ-Т2Г

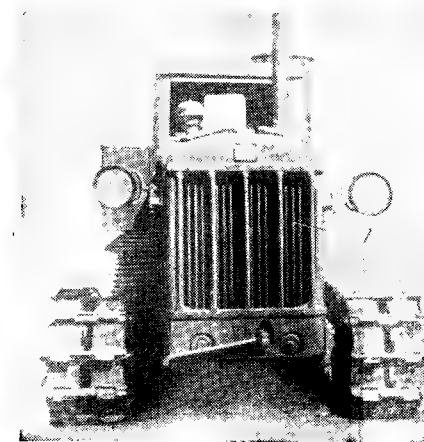
Газогенераторный трактор ХТЗ-Т2Г разработан на базе гусеничного трактора СХТЗ-НАТИ.

Принципиальная схема газогенераторной установки НАТИ-Г-19 трактора ХТЗ-Т2Г показана на фиг. 107. Газогенераторная установка состоит из газогенератора 1, двух последовательно соединен-



Фиг. 108. Общий вид трактора ХТЗ-Т2Г сзади:

1 — газогенератор; 2 — компенсатор; 3 — центробежные очистители; 4 — рама; 5 — газопровод; 6 — загрузочная площадка.



Фиг. 109. Общий вид трактора ХТЗ-Т2Г спереди:

7 — охладитель газа.

ных центробежных очистителей 2, охладителя 3 и фильтра 4. Данная система очистки отличается от системы очистки трактора ЧТЗ СГ-65 тем, что во второй ступени включен охладитель газа, устанавливаемый перед водяным радиатором двигателя.

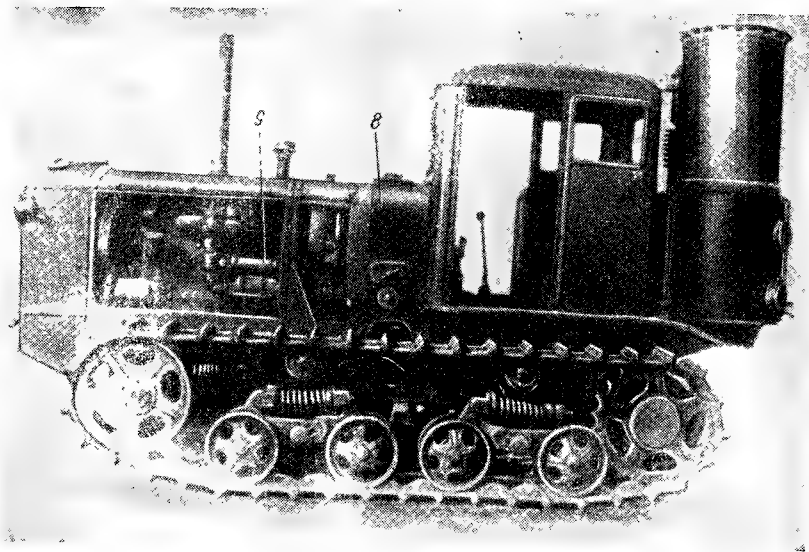
Газогенератор и центробежный очиститель по конструкции аналогичны газогенераторной установке трактора ЧТЗ СГ-65. Фильтр газа — двухсекционный, с барботажом для промывки и увлажнения

газа, проходящего в каждой секции слой металлических колец высотой 430 мм.

На фиг. 108—110 показаны общие виды трактора ХТЗ-Т2Г.

Газогенератор 1 (фиг. 108) расположен на левой стороне трактора сзади кабины и укреплен на раме 4 с опорой. На этой же раме под загрузочной площадкой 6 установлены два центробежных очистителя 3. Они соединены с газогенератором 1 газопроводом с компенсатором 2.

Из центробежных очистителей газ по правой стороне трактора по газопроводу 5 направляется в двухходовой охладитель 7 (фиг. 109).



Фиг. 110. Общий вид трактора ХТЗ-Т2Г сбоку:

8 — фильтр; 9 — газопровод к смесителю.

Пройдя охладитель, газ по трубе направляется в фильтр 8 (фиг. 110), из второй секции охладителя идет по газопроводу 9 в смеситель газа двигателя.

Максимальная мощность двигателя Д 2Г на газе составляет 48 л. с. против 52 л. с. при работе двигателя на жидком топливе (при 1250 об/мин).

Пуск двигателя производят вручную на бензине, с понижением во время пуска степени сжатия с 8,5 до 4,5 путем включения дополнительной камеры сгорания.

Пуск двигателя вручную затруднителен, что является недостатком трактора.

Запас топлива на тракторе обеспечивал работу трактора под нагрузкой в течение 3 часов.

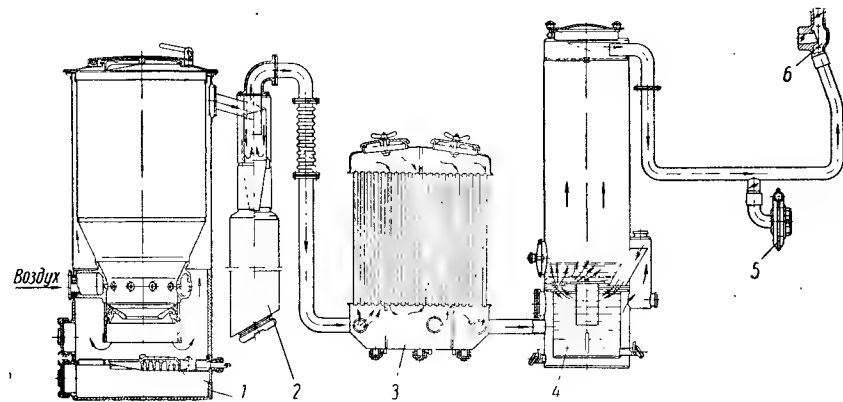
Трактор ГБ-58

Газогенераторный трактор ГБ-58 представляет собой модернизированный трактор ХТЗ-Т2Г с весьма существенно измененными некоторыми узлами. Принципиальная схема газогенераторной установки этого трактора показана на фиг. 111.

Газогенераторная установка состоит из газогенератора, центробежного очистителя, охладителя и фильтра газа.

Общий вид газогенераторного трактора ГБ-58 изображен на фиг. 112 и 113.

Данный газогенератор, предназначенный для работы на сухих древесных чурках и на торфобрикетах, подвергся значительным



Фиг. 111. Схема газогенераторной установки трактора ГБ-58:

1 — газогенератор; 2 — центробежный очиститель; 3 — охладитель; 4 — фильтр; 5 — вентилятор разжига; 6 — смеситель.

изменениям по сравнению с газогенератором трактора ХТЗ-Т2Г. Диаметр корпуса увеличен с 554 до 650 мм. В газогенераторе введены сменные горловины, подвижная колосниковая решетка, резьбовые люки, экранирование корпуса и др. Все эти изменения подробно описаны в разделе «Конструкции газогенераторов». Расположение газогенератора не изменилось.

Два центробежных очистителя заменены одним, обладающим более высоким коэффициентом очистки газа (85% вместо 65%).

В охладителе газа увеличена поверхность охлаждения путем увеличения размера трубок. Скорость газа в трубках увеличена путем введения четырех ходов вместо двух. Охладитель сварной, неразборный.

Фильтр газа работает по принципу глубокого барботажа. Он расположен с правой стороны трактора сзади кабины, на общей раме с газогенератором.

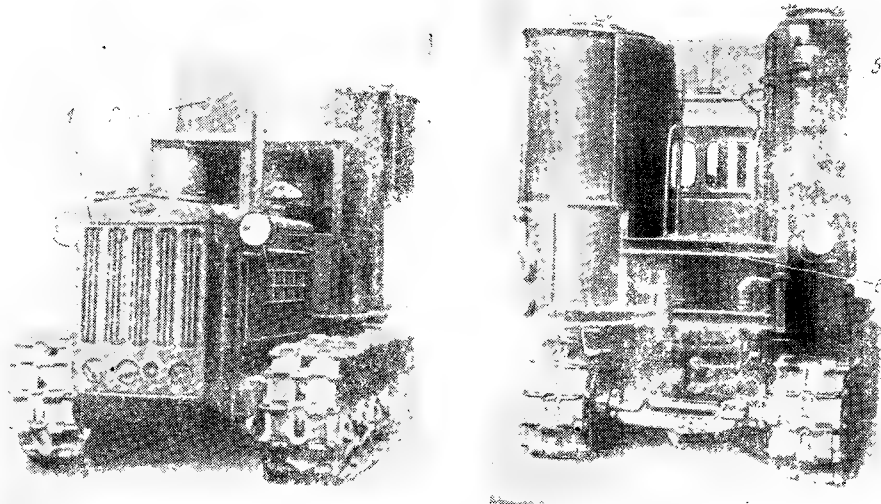
Компенсатор в газопроводе после газогенератора не устанавливают. Вес газогенераторной установки составляет 650 кг.

Запас топлива размещен в багажнике, расположенном на крышке трактора.

Коробка перемены передач трактора пятиступенчатая.

Увеличение мощности двигателя Г-58 по сравнению с двигателем Д 2Г достигнуто путем повышения числа оборотов вала двигателя с 1300 до 1400 в минуту.

В главной конической передаче изменено передаточное число с 2,56 до 2,93 в связи с необходимостью увеличить тяговые усилия и снизить скорости трактора. Это значительно улучшило динамику трактора и позволило работать с комплектом сельскохозяйственных орудий, предназначенным для трактора ДТ-54. Произво-



Фиг. 112. Общий вид трактора ГБ-58 сбоку:

1 — охладитель газа; 2 — багажник для топлива; 3 — центробежный очиститель.

Фиг. 113. Общий вид трактора ГБ-58 сзади:

4 — газогенератор; 5 — фильтр газа; 6 — рама газогенератора.

дительность трактора при работе на древесных чурках составила за час чистой работы 0,8 га, а на торфобрикетах 0,7 га.

Пуск двигателя на газе производится бензиновым двухтактным одноцилиндровым карбюраторным двигателем ПД-10. Разжиг топлива в газогенераторе совершается при отсасывании газа через всю газогенераторную установку вентилятором, присоединенным к газопроводу перед смесителем,

Время разжига и пуска двигателя на газе не превышает 5 мин. Следует указать, что износостойкость деталей газогенераторного трактора ГБ-58 значительно выше, чем в других газогенераторных тракторах.

Камера газификации газогенератора выдерживает 1800—2000 час. и после ремонта снова может быть использована. Горловина слу-

жит 1000 час. Поршневая группа двигателя работает без замены 2000 час.

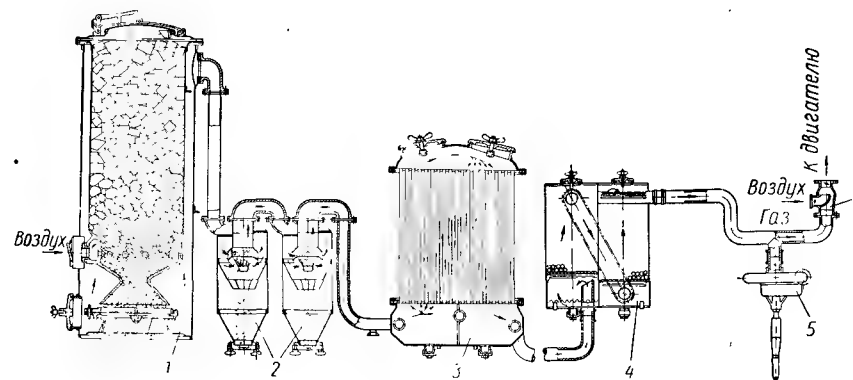
Расход картерного масла в двигателе Г-58 вдвое больше, чем у двигателя Д-54.

В тракторе ГБ-58 значительно облегчен уход за газогенератором, так как колосниковой решеткой можно управлять из кабины. Облегчено и проворачивание вала двигателя при пуске (с помощью пускового двигателя ПД-10).

Трактор КТ-12

Трактор КТ-12 предназначен для подвозки леса из лесосек к верхним складам лесовозных дорог.

Хлысты (стволы деревьев с обрубленными сучьями и вершинами) вершинами погружают на трактор, в то время как комли их воло-



Фиг. 114. Схема газогенераторной установки трактора КТ-12:

1 — газогенератор; 2 — центробежные очистители; 3 — охладитель; 4 — фильтр; 5 — вентилятор разжига; 6 — смеситель.

чатся по земле. Кабина трактора расположена спереди над двигателем.

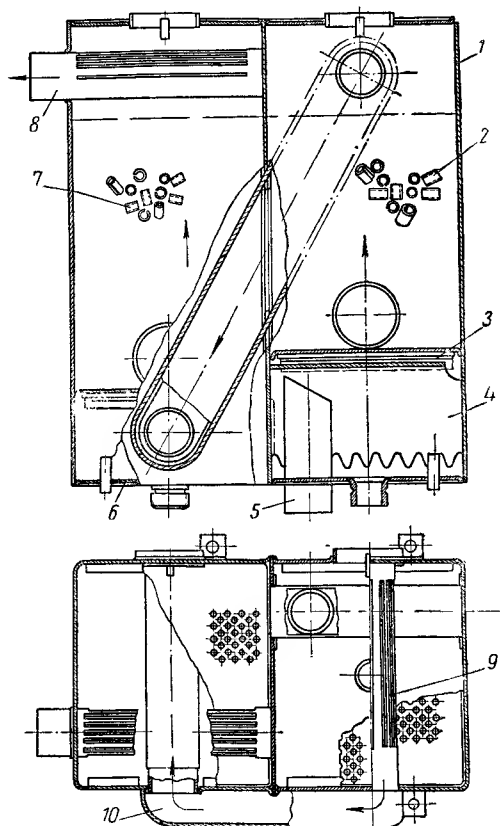
Газогенератор, центробежные очистители и фильтр газа расположены сзади кабины. Охладитель газа смонтирован впереди радиатора двигателя.

Принципиальная схема газогенераторной установки трактора КТ-12 изображена на фиг. 114. Конструкция газогенератора описана ранее. Центробежные очистители и охладитель по конструкции сходны с центробежными очистителями трактора и охладителем ХТЗ-Т2Г.

Фильтр (фиг. 115) состоит из двух секций, соединенных между собой трубой. В секцию 1 газ поступает через патрубок 5; в коробке 4 он проходит через воду и поднимается затем в первый слой металлических колец 2, расположенных на решетке 3. По газозаборной трубе 9 газ проходит далее в трубу 10 и по ней поступает в нижнюю

часть второй секции 6, из которой газ проходит через второй слой колец 7 и выходит через патрубок 8. Высота слоя колец в первой секции 310 мм, во второй 410 мм. Вес фильтра с кольцами 70 кг.

Для разжига употребляют вентилятор с ручным приводом, имеющим редуктор с передаточным числом 36.



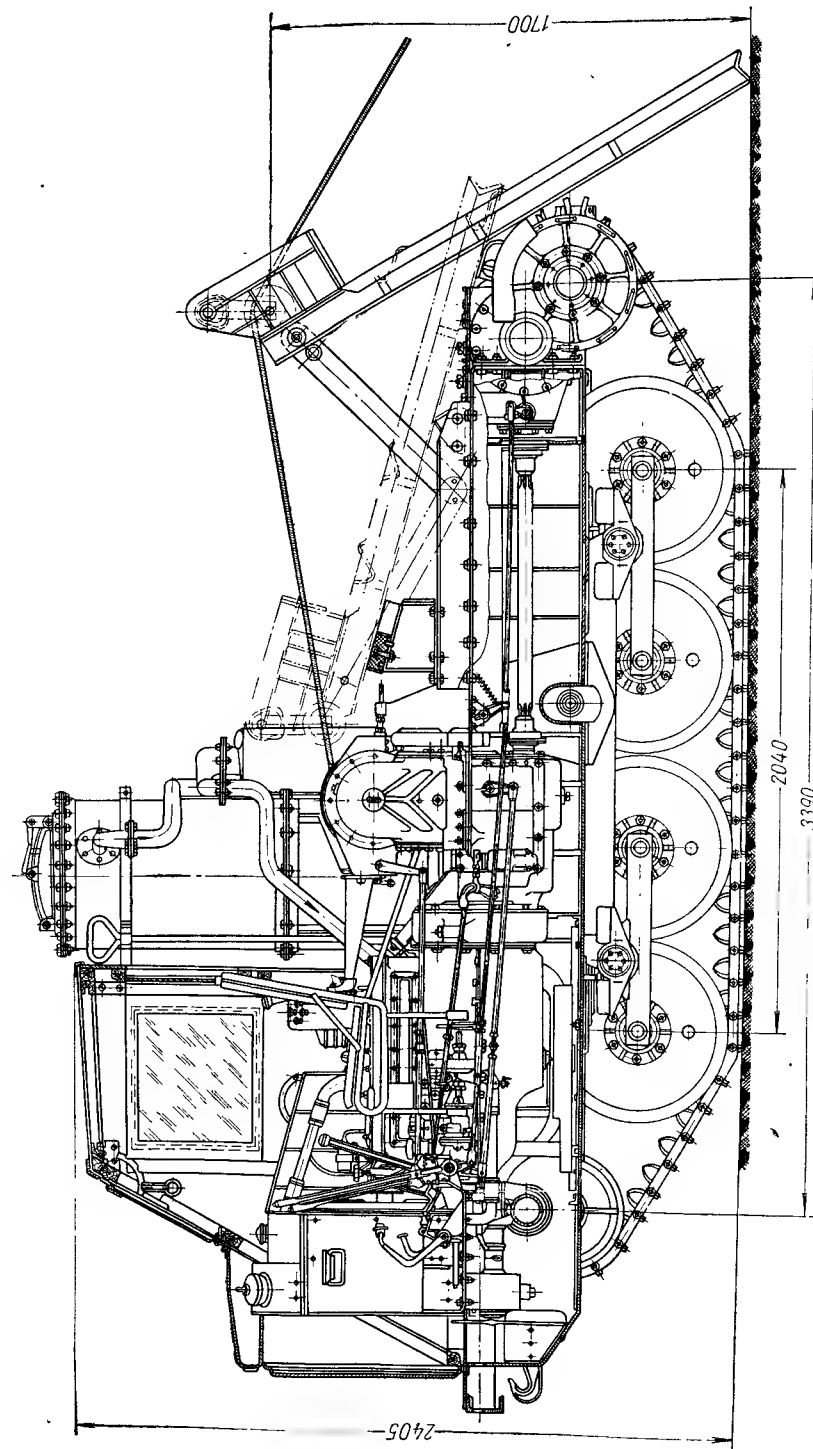
Фиг. 115. Фильтр газогенераторной установки трактора КТ-12:

1 — первая секция фильтра; 2 и 7 — металлические кольца; 3 — решетка; 4 — коробка; 5 — патрубок входа газа; 6 — вторая секция фильтра; 8 — патрубок выхода газа; 9 — газозаборная труба; 10 — соединительная труба между секциями фильтра.

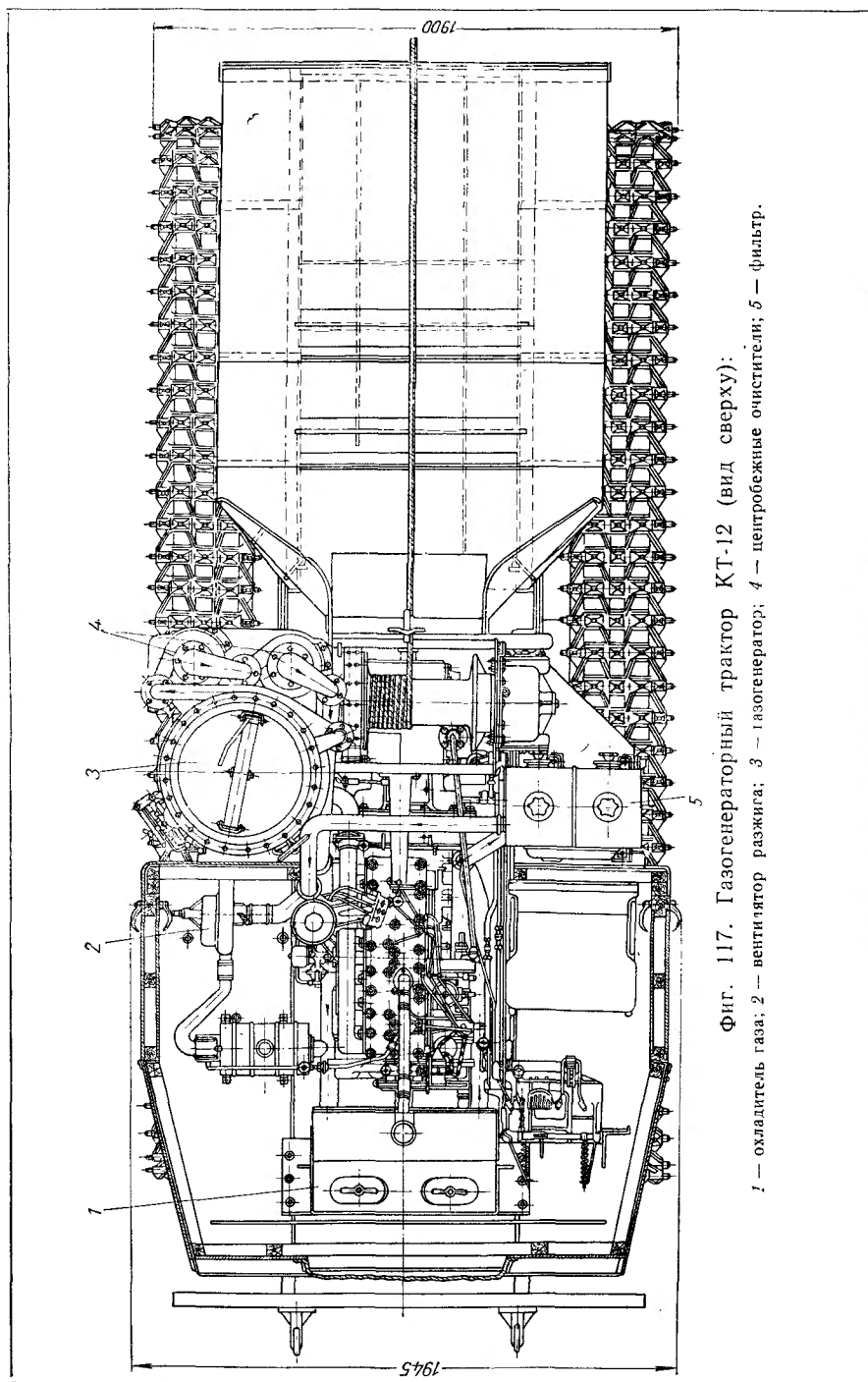
Недостатком компоновки газогенераторной установки на тракторе является наличие изгибов, расположенных ниже начала и конца газопроводов. Это ведет к скоплению конденсата в этих местах и замерзанию в них воды.

Общий вид трактора КТ-12 изображен на фиг. 116 и 117.

Топливо загружают в газогенератор через 1,5 часа. Срок службы камеры газификации составляет более 1500 час.



Фиг. 116. Газогенераторный трактор КТ-12 (продольный разрез).



Фиг. 117. Газогенераторный трактор КТ-12 (вид сверху):
1 — охладитель газа; 2 — вентилятор разжига; 3 — газогенератор; 4 — центробежные очистители; 5 — фильтр.

Двигатели газогенераторных тракторов ЧТЗ СГ-65 и ХТЗ-Т2Г по мощности уступают двигателям тракторов ЧТЗ С-65 и ХТЗ-НАТИ.

Сохранение прежней скорости движения трактора при переводе двигателя на генераторный газ приводит к уменьшению силы тяги, а следовательно к понижению производительности трактора. Анализ данных испытаний тракторов ЧТЗ СГ-65, ХТЗ-Т2Г, ЧТЗ С-65 и ХТЗ-НАТИ показывает, что производительность газогенераторных тракторов ЧТЗ СГ-65 и ХТЗ-Т2Г на 10—20% ниже производительности тракторов ЧТЗ С-65 и ХТЗ-НАТИ. На фиг. 118 показана тяговая характеристика трактора ЧТЗ СГ-65 на первой и второй передачах. К. п. д. ЧТЗ СГ-65 составляет 65%. Тяговая характеристика трактора ХТЗ-Т2Г изображена на фиг. 119.

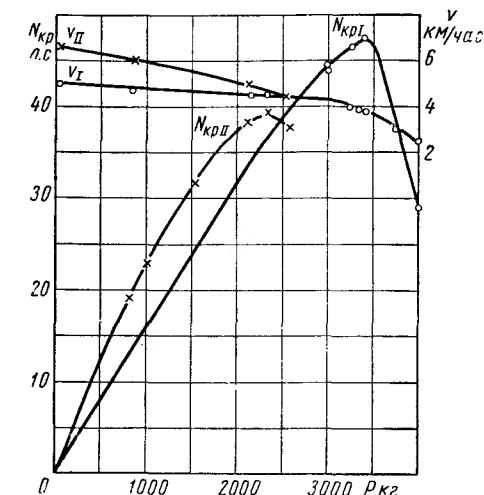
К. п. д. трактора ХТЗ-Т2Г равен 62%.

Следует отметить, что запас крутящего момента у трактора ХТЗ-Т2Г составляет 111,8—114,5%. Это означает возможность увеличения тягового усилия при уменьшении скорости трактора для преодоления временных сопротивлений трактором. Максимальная мощность трактора на первой передаче равна 31,5 л. с., на второй передаче 30,06 л. с.

В газогенераторном тракторе ГБ-58 по сравнению с трактором ХТЗ-Т2Г повышена мощность двигателя, что привело к увеличению производительности трактора. Так как мощность двигателя была повышена за счет увеличения числа оборотов, то возникала задача сохранить тяговые усилия одинаковыми с тяговыми усилиями трактора ДТ-54 путем снижения скорости данного трактора.

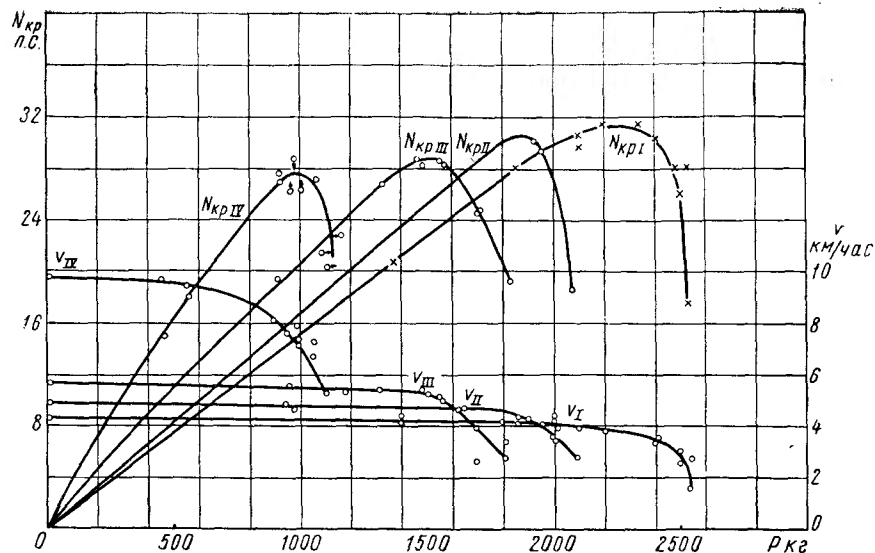
Число оборотов двигателя было увеличено с 1300 до 1400 в минуту, т. е. на 7,7%, а скорость трактора была уменьшена путем увеличения передаточного числа главной передачи с 2,56 до 2,93.

Изменение передаточного числа главной передачи дало весьма положительные результаты. Тяговые усилия увеличились, что позволило трактору ГБ-58 работать с комплектом сельскохозяйственных орудий, одинаковым с трактором ДТ-54.

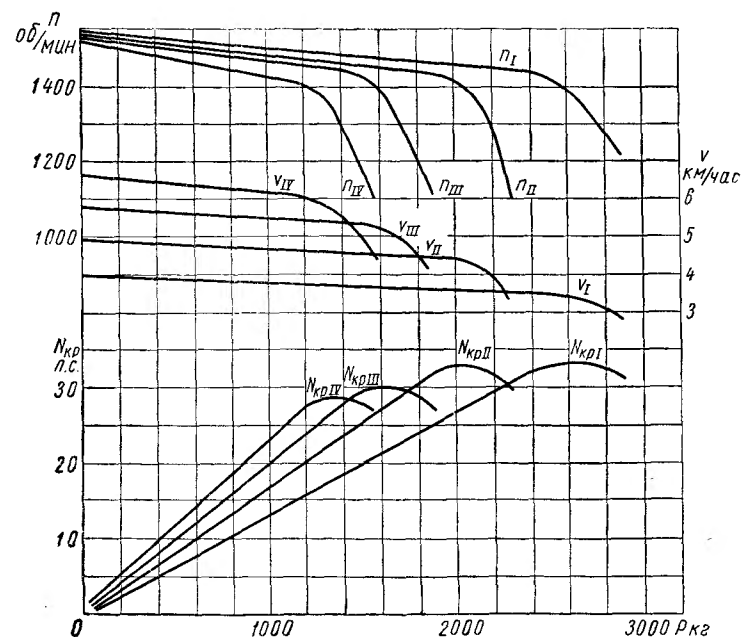


Фиг. 118. Тяговая характеристика трактора ЧТЗ СГ-65:

$N_{кр I}$ и $N_{кр II}$ — мощность на крюке трактора соответственно на первой и второй передачах; $v I$ и $v II$ — скорость трактора на первой и второй передачах; P — тяговое усилие на крюке.



Фиг. 119. Тяговая характеристика трактора ХТЗ-Т2Г:
 $N_{кр I}$, $N_{кр II}$, $N_{кр III}$ и $N_{кр IV}$ — мощность трактора соответственно на первой, второй, третьей и четвертой передачах; v_I , v_{II} , v_{III} и v_{IV} — скорость трактора на соответствующих передачах; P — тяговое усилие на крюке.



Фиг. 120. Тяговая характеристика трактора ГБ-58:
 $N_{кр I}$, $N_{кр II}$, $N_{кр III}$ и $N_{кр IV}$ — мощность трактора соответственно на первой, второй, третьей и четвертой передачах; v_I , v_{II} , v_{III} и v_{IV} — скорость трактора на соответствующих передачах; n_I , n_{II} , n_{III} и n_{IV} — число оборотов вала двигателя на соответствующих передачах; P — тяговое усилие на крюке.

На фиг. 120 показаны тяговые характеристики трактора ГБ-58. Трактор имеет пятиступенчатую коробку передач и на ряде сельскохозяйственных работ может работать на третьей и четвертой передачах. Пятая передача — транспортная.

Приведенные данные по динамике тракторов показывают, что сохранение мощности на крюке трактора, равной мощности при работе трактора на жидком топливе, является важнейшей задачей при переводе тракторов на генераторный газ.

Данные о тяговых усилиях и скоростях газогенераторных тракторов приведены в табл. 37.

Таблица 37

Краткая характеристика газогенераторных тракторов

Наименование данных	Марка трактора			
	ЧТЗ СГ-65	ХТЗ-Т2Г	ГБ-58	КТ-12
Двигатель	МГ-17	Д 2Г	Г-58	ЗИС-21А
Газогенераторная установка	НАТИ-Г-25	НАТИ-Г-19	НАТИ-ГБ	КТ-12
Топливо	Древесные чурки	Древесные чурки	Древесные чурки и торфобрикеты	Древесные чурки
Мощность двигателя в л. с.: максимальная	65	48	54	36 *
номинальная	60	45	50	—
Мощность на крюке в л. с. на передачах:				
первой	42	28,5	35	—
второй	35	27,6	33,5	—
третьей	23	26,2	32,2	—
четвертой	—	26,0	30,5	—
Тяговые усилия в кг на передачах:				
первой	3100	2000	2810	3110 **
второй	1920	1650	2070	1400 **
третьей	900	1350	1700	650 **
четвертой	—	900	1395	—
пятой	—	—	930	—
Скорость трактора в км/час на передачах:				
первой	3,65	3,82	3,38	2,0
второй	4,90	4,53	4,37	4,0
третьей	7,00	5,28	5,11	6,2
четвертой	—	8,04	5,92	9,0
пятой	—	—	7,43	12,3
Вес трактора в заправленном состоянии	11 200	5850	6000	5800
Расход топлива в кг/час	63	43	45	—

* При числе оборотов двигателя 1800 в минуту.

** Расчетные величины при максимальной мощности [20].

ЛИТЕРАТУРА

1. Болтинский В. Н., Тракторные и автомобильные двигатели, Сельхозгиз, 1953.
2. Вукалович М. П., Термодинамические свойства воды и водяного пара, Машгиз, 1951.
3. Вырубов Д. Н., Лебедев С. Е., Либрович Б. Г., Перевод двигателей внутреннего сгорания на газообразное топливо, Машгиз, 1943.
4. Газогенераторные тракторы и автомобили, справочник, Сельхозгиз, 1943.
5. Гинзбург Д. Б., Газификация топлива и газогенераторные установки, Гизлегпром, 1938.
6. Гинзбург Д. Б., Газификация низкосортных топлив, Госстройиздат, 1952.
7. Горожанкин А. И., Кашуба Б. П., Стариков М. Д., Газогенераторный трактор ГБ-58, Сельхозгиз, 1952.
8. Гродзовский М. К., Чуханов З. Ф., Прикладная химия, № 1, 1936.
9. Гродзовский М. К., Чуханов З. Ф., "Химия твердого топлива" № 9 и 10, 1936.
10. Доброхотов Н. Н., Лебедев Н. И., Цветков А. И., Родионов М. И., Угли Западной Сибири в топках паровых котлов и газогенераторах, Государственное научно-техническое горное издательство, 1933.
11. Исследование процесса горения натурального топлива, сборник статей под редакцией Г. Ф. Кнорре, Госэнергоиздат, 1948.
12. Иноземцев Н. В., Основы термодинамики и кинетики химических реакций, 1952.
13. Каржавина Н. А., Изучение процесса горения углерода в слое, "Известия Академии наук СССР", № 7, АН СССР, 1954.
14. Карпов В. П., Автомобильные газогенераторы, Госиздат, 1930.
15. Карпов В. П., Техническая термодинамика, Машгиз, 1950.
16. Касаткин А. Г., Основные процессы и аппараты химической технологии, Госхимиздат, 1950.
17. Кирпичев М. В., Михеев М. А., Эйгенсон Л. С., Теплопередача, Госэнергоиздат, 1940.
18. Козлов В. Н., Современное состояние теории углежжения, Металлургиздат, 1939.
19. Коллеров Л. К., Газомоторные установки, Машгиз, 1951.
20. Курин Н. В. и др., Трелевочный трактор КТ-12, Машгиз, 1950.
21. Левитан Б. Б., Газогенераторный трактор ХТЗ-Т2Г, Сельхозгиз, 1940.
22. Линчевский В. П., Топливо и его горение, Металлургиздат, 1948.
23. Литвин А. М., Техническая термодинамика, Госэнергоиздат, 1947.
24. Львов Е. Д., Теория трактора, Машгиз, 1946.
25. Мезин И. С., Транспортные газогенераторы, Сельхозгиз, 1948.
26. Михеев М. А., Основы теплопередачи, Госэнергоиздат, 1949.
27. Мейер Л. Г., Кондиционирование воздуха, Пищепромиздат, 1940 [Дополнение к книге написано проф. П. Н. Каменевым].
28. Орлин А. С. и др., Двигатели внутреннего сгорания, Машгиз, 1951.
29. Паррингтон Дж. Р., Раковский А. В., Химическая термодинамика, Госхимиздат, 1932.
30. Предводителев А. С., Хитрин Л. Н., Чуханова О. А., Колодцев Х. И., Гродзовский М. К., Горение углерода, АН СССР, 1949.
31. Токарев Г. Г., Газогенераторные автомобили, изд. Министерства коммунального хозяйства РСФСР, 1948.
32. Франк-Каменецкий Д. А., Диффузия и теплопередача в химической кинетике, АН СССР, 1947.
33. Шишаков Н. В., Основы газификации топлива, Госэнергоиздат, 1948.

СОДЕРЖАНИЕ

Предисловие	3
Введение	5
Основы газификации и кинетики химических реакций	7
Основные понятия о процессе газификации	7
Основы кинетики и термодинамики газификации	13
Топливо для тракторных газогенераторов	39
Элементарный состав топлива	39
Расчет состава топлива	43
Теплотворность твердого топлива	45
Сухая перегонка	48
Характеристика топлив, употребляемых для газификации	50
Теория газификации	62
Современные взгляды на процесс газификации	62
Газообразование в слое	66
Материальный и тепловой баланс процесса газификации	80
Расчет состава генераторного газа	92
Влияние различных факторов на процесс газификации	107
Выбор конструкции газогенератора	118
Выбор типа процесса газификации	118
Расчет конструкции газогенератора	120
Конструкции газогенераторов	132
Газогенераторы обратного процесса газификации	132
Конструкции и характеристики газогенераторов обратного процесса газификации	148
Газогенераторы прямого процесса газификации	156
Некоторые данные по работе двигателей на газе из тощих топлив	165
Очистка и охлаждение газа	168
Основные требования к очистке и охлаждению газа	168
Способы очистки газа	169
Расчет аппаратов системы очистки газа	171
Охлаждение газа	187
Конструкции аппаратов для очистки и охлаждения газа	189
Перевод тракторных двигателей на генераторный газ	200
Причины падения мощности двигателей при переводе с жидкого топлива на генераторный газ	200
Сгорание генераторного газа	201
Способы повышения мощности двигателя при работе его на генераторном газе	203
Конструкции газовых двигателей	212
Газогенераторные тракторы	226
Основные требования к компоновке газогенераторной установки на тракторе	226
Принципиальные схемы расположения газогенераторной установки на тракторе	226
Конструкции газогенераторных тракторов	227
Динамика газогенераторных тракторов	239
Литература	242

Инж. Н. Г. Юдушкин,
канд. техн. наук М. Д. Артамонов

ГАЗОГЕНЕРАТОРНЫЕ ТРАКТОРЫ

Редактор издательства Л. И. Егоркина

Технический редактор С. М. Полова

Корректор Н. Г. Гончаров

Обложка художника А. Л. Бельского

Сдано в производство 8/II 1955 г.
Подписано к печати 26/V 1955 г. Тираж 5000 экз.
Т-03851 Печ. л. 16 (2 вкл.) Уч.-изд. л. 16,4
Бум. л. 8. Формат 60×92/16. Заказ 1754.

1-я типография Машгиза,
Ленинград, ул. Монсеенко, 10.

ЗАМЕЧЕННЫЕ ОПЕЧАТКИ

Страница	Строка	Напечатано	Следует читать
25	24-я и 23-я снизу	Под внутренней энергией	Под изменением внутренней энергии
82	11-я сверху	кг/н.м ³ .	кг/кг топлива.
82	13-я "	кг.	кг/кг топлива.
102	В химической ф-ле, 18-я снизу	$N + H_2$	$N + H_2O$
124	В ф-ле (200)	$\sqrt{\frac{V_a}{\pi w \varphi}}$,	$\sqrt{\frac{V_a}{\pi w \varphi}}$ м.м.,
130	19-я снизу	4,5—2 м/сек.	1,5—2 м/сек
147	6-я "	рукоятке 6	рукоятки 6
171	7-я "	центробежные очистители из ваты.	центробежные очистители.